

APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

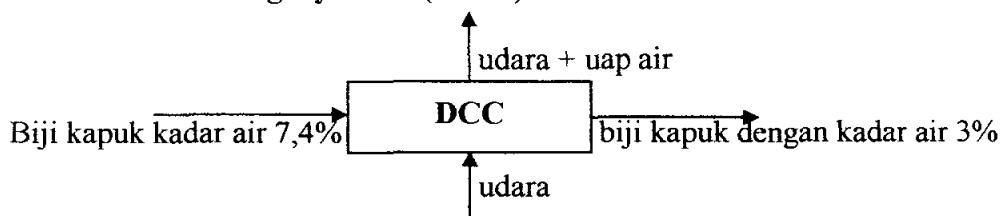
Sesuai ketersediaan bahan baku biji kapuk dari Jawa Tengah yaitu sebesar 6.991,6 ton/tahun = 19,976 ton/hari, prarencana pabrik Minyak Goreng dari Biji Kapuk ini memiliki kapasitas produksi 19.000 kg biji kapuk/hari. Jika kandungan minyak dalam biji kapuk adalah 30% sesuai hasil penelitian "*Kinetika ekstraksi minyak biji kapuk dengan pelarut etanol*"^[7], maka kandungan minyak dalam biji kapuk adalah 5.700 kg. Biji kapuk terdiri atas beberapa komponen seperti terdapat pada Tabel A.1.

Tabel A.1. Komposisi biji kapuk ^[3]

Komposisi biji kapuk	
Komponen	% Komposisi berat
Minyak	30,00
Air	7,40
Padatan	62,60
Total	100,00

Perhitungan neraca massa dihitung dalam basis satu hari.

A. Direct Conditioning Cylinder (B-110)



Persamaan Neraca Massa :

Massa biji kapuk kadar air 7,4% + massa udara masuk = massa biji kapuk
dengan kadar air 3% + massa udara + uap air keluar

Massa biji kapuk + 7,4% x massa biji kapuk + massa udara = massa biji kapuk
+ (3/97) x (massa minyak + padatan) + massa udara + uap air

Massa minyak dalam 19.000 kg biji kapuk = $0,3 \times 19.000 \text{ kg} = 5.700 \text{ kg}$

Massa air masuk DCC = $0,074 \times 19.000 \text{ kg} = 1.406 \text{ kg}$

Massa padatan masuk = $0,626 \times 19.000 \text{ kg} = 11.894 \text{ kg}$

Kadar air dalam biji kapuk keluar dari DCC = 3%.^[8]

$$\begin{aligned} \text{Massa air keluar DCC} &= (m.\text{padatan} + m.\text{minyak})_{\text{masuk}} \times \frac{3}{97} \\ &= (11.894 + 5.700) \text{ kg/hari} \times \frac{3}{97} = 544,14 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

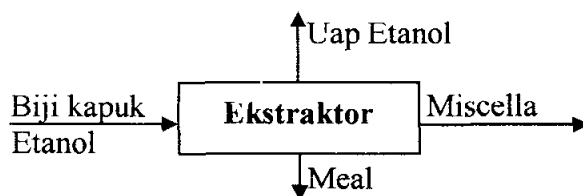
Massa udara dihitung di neraca panas DCC.

Hasil perhitungan neraca massa DCC total ditabelkan pada Tabel A.2.

Tabel A.2. Neraca massa Direct Conditioning Cylinder

Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)
Minyak	57.00,00	5.700,00
Air	1.406,00	544,14
Padatan	11.894,00	11.894,00
Uap	0,00	861,86
total	19.000,00	19.000,00

B. Ekstraktor (H-210a, H-210b, H-210c)



Miscella terdiri atas minyak yang terekstrak dan etanol.

Meal terdiri atas padatan yang sudah diekstrak, etanol, dan minyak yang tidak terekstrak.

Data-data perhitungan :

Perbandingan biji kapuk : solven = 1:2 (massa:volume)^[9]

Densitas etanol 96% = 0,7307 kg/L ^[10]

Minyak yang tertinggal di meal 0,75% ^[11]

Etanol yang tertinggal di meal 35% massa meal ^[8]

Persamaan Neraca Massa :

Massa biji kapuk masuk + etanol = uap etanol + meal + miscella

Massa biji kapuk masuk + 2x massa biji kapuk = uap etanol + meal + miscella

1. Input Ekstraktor:

$$\begin{aligned}\text{Etanol yang dibutuhkan} &= m.\text{biji masuk} \times 2 \times \rho_{\text{EtOH}} \\ &= 18.138,14 \text{ kg} \times 2 \text{ L/kg} \times 0,7307 \text{ kg/L} \\ &= 26.507,08 \text{ kg}\end{aligned}$$

Massa minyak, air dan padatan masuk ekstraktor sama dengan massa keluar DCC.

2. Output Ekstraktor:

a. Meal

$$\begin{aligned}\text{Etanol yang tertinggal} &= \left(\frac{35}{100 - 35 - 0,75} \right) \times (m.\text{air} + m.\text{padatan}) \\ &= \left(\frac{35}{100 - 35 - 0,75} \right) \times (544,14 + 11.894,0) \text{ kg} \\ &= 6.775,64 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Minyak yang tertinggal} &= \left(\frac{0,75}{100 - 35 - 0,75} \right) \times (m.\text{air} + m.\text{padatan}) \\ &= \left(\frac{0,75}{100 - 35 - 0,75} \right) \times (544,14 + 11.894) \text{ kg} \\ &= 145,19 \text{ kg}\end{aligned}$$

Massa air dan padatan keluar dari ekstraktor di dalam meal, sama dengan massa air dan padatan masuk ekstraktor.

b. Miscella

Etanol dalam miscella = m.EtOH masuk ekstraktor – m.EtOH di meal

= 26.507,08 kg – 6.775,64 kg

= 19.731,44 kg

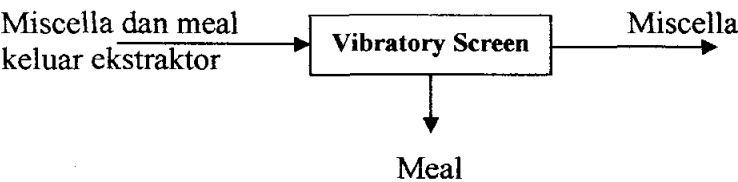
Minyak dalam miscella = m.minyak masuk ekstraktor – m.minyak di meal

= 5.700 kg – 145,19 kg = 5.554,81 kg

Tabel A.3. Neraca massa ekstraktor

Ekstraktor			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Meal
Etanol	26.507,08	19.731,44	6.775,64
Minyak	5.700,00	5.554,81	145,19
Air	544,14	0,00	544,14
Padatan	11.894,00	0,00	11.894,00
		25.258,48	19.358,98
Total	44.645,23	44.645,23	

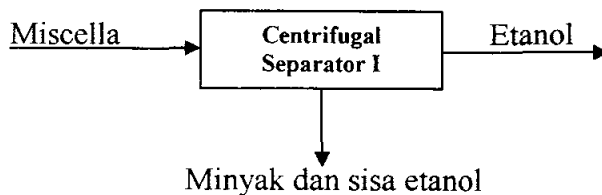
C. Vibratory Screen (H-211)



Pada vibratory screen (H-212 a,b,c) hanya terjadi pemisahan antara meal dan miscella. Meal menuju ke vibratory (J-216), sedangkan miscella menuju ke centrifugal separator I (H-221).

Tabel A.4. Neraca Massa Vibratory Screen

Vibratory Screen				
Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)	
	Miscella	Meal	Miscella	Meal
Etanol	19731,44	6.775,64	19731,44	6.775,64
Minyak	5.554,81	145,19	5.554,81	145,19
Air	0,00	544,14	0,00	544,14
Padatan	0,00	11.894,00	0,00	11.894,00
	25.258,48	19.358,98	25.258,48	19.358,98
Total	44.645,23		44.645,23	

D. Centrifugal Separator I (H-221)**Data perhitungan :**

Effisiensi separator dalam pemisahan = 98 % ^[12]

Persamaan Neraca Massa :

Massa miscella masuk = massa etanol keluar + massa minyak yang mengandung sisa etanol

1. Input Separator :

Massa komponen masuk separator = massa miscella keluar vibratory screen

2. Output Separator :**a. Miscella**

Massa Etanol yang tersisa dalam miscella = $\frac{2}{100} \times$ massa minyak keluar
 $= \frac{2}{100} \times 19731,44 \text{ kg} = 394,63 \text{ kg}$

Untuk komponen lain selain etanol tidak mengalami perubahan massa, sehingga massa keluar = massa masuknya.

b.Etanol

Massa etanol terpisahkan = massa etanol masuk – massa etanol keluar dalam miscella

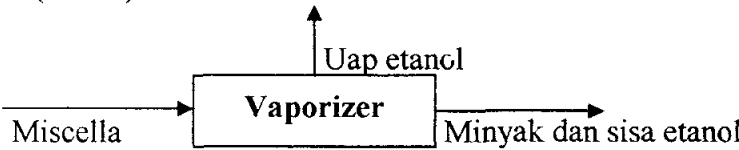
= 19731,44 – 394,63 = 19336,81 kg

Etanol yang keluar berupa komponen etanol saja.

Tabel A.5. Neraca massa centrifugal separator

Separator			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Etanol
etanol	19731,44	394,63	19336,81
minyak	5.554,81	5.554,81	0,00
total	25286,25	25286,25	

E. Evaporator (V-220)



Data Perhitungan :

Minyak keluar evaporator berkonsentrasi 99,4% [8]

Persamaan Neraca Massa :

Massa miscella masuk = massa uap etanol + massa minyak yang mengandung sisa etanol

1. Input:

Massa masuk evaporator = massa miscella keluar separator

2. Output:

a. Liquid

$$\begin{aligned}\text{Massa etanol yang tertinggal di miscella} &= (0,6/99,4) \times 5.554,81 \text{ kg} \\ &= 36,34 \text{ kg.}\end{aligned}$$

b. Vapor

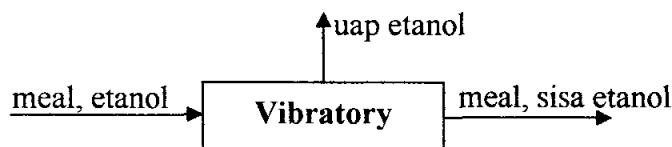
Massa etanol teruapkan = massa etanol masuk – massa etanol yang tertinggal miscella

$$= 394,63 - 36,34 = 358,29 \text{ kg}$$

Tabel A.6. Neraca massa evaporator

Evaporator			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Liquid	Vapor
etanol	394,63	36,34	358,29
minyak	5.554,81	5.554,81	0
		5.591,15	358,29
Total	5949,44	5949,44	

F. Vibratory Conveyor Contactor (H-215)



Asumsi:

Massa etanol tersisa pada meal keluar vibratory = 1 % (w/w) dari massa total meal keluar.

Persamaan Neraca Massa :

$$\begin{aligned}\text{Massa meal keluar ekstraktor} &= \text{massa uap etanol} + \text{meal yang mengandung} \\ &\quad \text{sisa etanol keluar}\end{aligned}$$

1. Input Vibratory:

Massa komponen masuk vibratory = massa komponen meal keluar ekstraktor.

2. Output Vibratory:

a. Meal :

Massa etanol tersisa dalam meal = $1\% \times m.\text{total meal keluar vibratory}$

$$= \frac{1}{99} \times (m.\text{minyak} + m.\text{padatan} + m.\text{air})$$

$$= \frac{1}{99} \times (145,19 + 11.894,00 + 544,14) \text{ kg}$$

$$= 127,10 \text{ kg}$$

Untuk komponen selain etanol tidak mengalami perubahan massa, semuanya tertinggal dalam meal.

b. Uap :

Massa etanol yang terambil = $m.\text{EtOH masuk} - m.\text{EtOH dalam meal}$

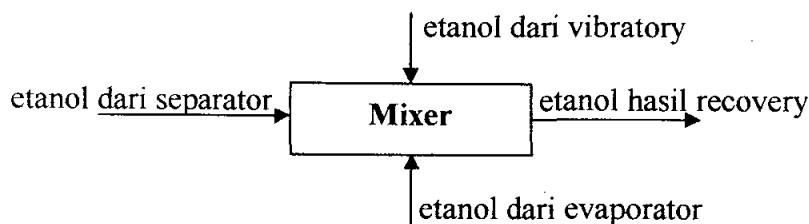
$$= (6.775,64 - 127,10) \text{ kg}$$

$$= 6.648,54 \text{ kg}$$

Tabel A.7. Neraca massa vibratory conveyor contactor

Vibratory Conveyor Contactor			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Bawah	Atas
Etanol	6.775,64	127,10	6.648,54
Minyak	145,19	145,19	0,00
Air	544,14	544,14	0,00
Padatan	11.894,00	11.894,00	0,00
		12.710,44	6.648,54
Total	19.358,98	19.358,98	

G. Mixer



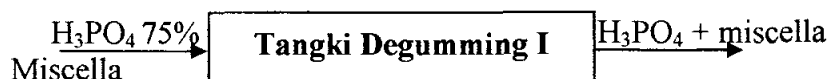
Persamaan Neraca Massa :

Massa etanol dari separator + dari evaporator + dari vibratory = massa etanol hasil recovery

$$\begin{aligned}
 \text{Massa masuk mixer} &= \text{Massa etanol hasil recovery dari centrifugal separator} \\
 &+ \text{etanol dari evaporator} + \text{etanol dari vibratory} \\
 &= (19336,81 + 358,29 + 6648,54) \text{ kg} \\
 &= 26.343,64 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Solven yang hilang} &= \text{etanol dalam meal vibratory} + \text{etanol yang terikut pada} \\
 &\text{minyak keluar evaporator} \\
 &= (127,10 + 36,34) \text{ kg} = 163,45 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

H. Tangki Degumming I (F-310)



Dalam minyak terdapat komponen: trigliserida, FFA, fosfatida, dan unsaponifiable.^[8] Komposisi minyak ditampilkan pada Tabel A.8.

Tabel A.8. Komposisi dalam minyak ^[8]

Komposisi dalam minyak	
Komponen	% Berat
Trigliserida :	94,42
Oleat	43,42
Linoleat	31,61
Palmitat	9,87
Stearat	8,08
Arachidat	1,21
Lignoserat	0,23
FFA	2,02
Fosfatida	2,52
Unsaponifiable	1,04
total	100,00

Data perhitungan :

H₃PO₄ yang ditambahkan sebanyak 0,05% dari miscella masuk ^[36]

H₃PO₄ yang ditambahkan memiliki kemurnian 75% ^[9]

Persamaan Neraca Massa :

Massa miscella + H₃PO₄ 75% masuk = massa H₃PO₄ + massa miscella keluar

1. Input tangki degumming I:

Massa komponen masuk tangki degumming I = massa miscella keluar evaporator.

Massa H₃PO₄ masuk = 0,05% x (massa komponen minyak tanpa air + m.EtOH)

= 0,05% x (massa trigliserida + FFA + fosfatida + unsapon + m.EtOH)

= $\frac{0,05}{100} \times (5.244,85 + 112,21 + 139,98 + 57,77 + 36,34) \text{kg}$

= 2,7956 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air dalam larutan H}_3\text{PO}_4 \text{ 75 \%} &= \frac{25}{75} \times m. \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ masuk} \\
 &= \frac{25}{75} \times 2,7956 \text{ kg} \\
 &= 0,9319 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_3\text{PO}_4 \text{ 75\% masuk} &= \text{massa H}_3\text{PO}_4 + \text{massa air} \\
 &= 3,73 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

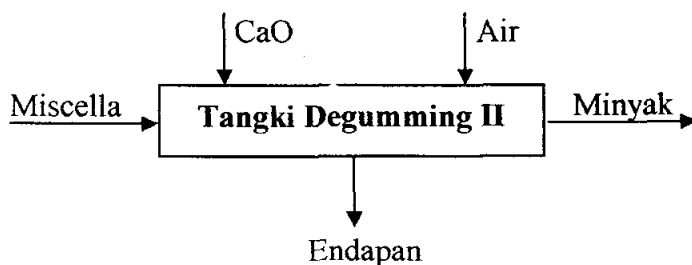
2. Output tangki degumming I:

$$\text{Massa komponen keluar} = \text{massa komponen masuk}$$

Tabel A.9. Neraca massa tangki degumming I

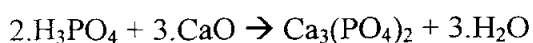
Tangki Degumming I		
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)
Micella		
Etanol	36,34	36,34
Minyak :		
Trigliserida	5.244,85	5.244,85
FFA	112,21	112,21
Fosfatida	139,98	139,98
Unsaponifiable	57,77	57,77
H ₃ PO ₄ 75%	3,73	3,73
total	5.594,88	5.594,88

I. Tangki Degumming II (F-320)



Data Perhitungan :

- Reaksi :



[A-1]

- Massa air yang ditambahkan sebanding dengan massa fosfatida = 1:1 berdasarkan reaksi [A-1]^[9]
- Mol CaO yang ditambahkan sesuai persamaan stoikiometri didapat perbandingan 3/2 terhadap mol H₃PO₄.
- Air dalam gum = 25%^[13]

Asumsi :

Trigliserida dalam gum = 10%

Persamaan Neraca Massa :

Massa miscella + air + CaO masuk = massa endapan + massa minyak keluar

1. Input tangki degumming II

Massa komponen masuk tangki degumming II = massa keluar tangki degumming I + CaO + air panas

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CaO masuk} &= 3/2 \times \frac{m. \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ murni}}{\text{BM.H}_3\text{PO}_4} \times \text{BM CaO} \\
 &= 3/2 \times \frac{2,7956 \text{ kg}}{98} \times 56 \\
 &= 2,3962 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air panas masuk} &= m. \text{fosfatida} - m. \text{air di larutan H}_3\text{PO}_4 \text{ 75\%} \\
 &= (139,98 - 0,9319) \text{ kg} = 139,05 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2. Output tangki degumming II

$$\begin{aligned}
 \text{Air hasil reaksi} &= 3/2 \times \frac{m. \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ murni}}{\text{BM.H}_3\text{PO}_4} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
 &= 3/2 \times \frac{2,7956 \text{ kg}}{98} \times 18 \\
 &= 0,7702 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air total} &= \text{air dari larutan } \text{H}_3\text{PO}_4 + \text{air yang ditambahkan} + \text{air} \\
 &\quad \text{hasil reaksi} \\
 &= (0,9319 + 139,05 + 0,7702) \text{ kg} \\
 &= 140,75 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

a. Gum (endapan)

Massa $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ hasil reaksi [A-1]

$$\begin{aligned}
 &= 1/2 \times \frac{\text{m. } \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ murni}}{\text{BM. } \text{H}_3\text{PO}_4} \times \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \\
 &= 1/2 \times \frac{2,7956 \text{ kg}}{98} \times 310 \\
 &= 4,4216 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total gum} &= \frac{100}{65} \times (\text{m.fosfatida} + \text{m. } \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2) \\
 &= 1,534 \times (139,98 + 4,4216) \text{ kg} = 222,16 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air dalam gum} &= 0,25 \times \text{massa total gum} \\
 &= 0,25 \times 222,16 \text{ kg} = 55,54 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Trigliserida dalam gum} &= 0,1 \times \text{massa total gum} \\
 &= 0,1 \times 222,16 \text{ kg} = 22,22 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Semua fosfatida terdapat dalam gum} &= \text{massa fosfatida masuk} \\
 &= 139,98 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. Minyak

$$\begin{aligned}
 \text{Semua etanol keluar tangki degumming II dalam minyak} &= \text{m.Etanol} \\
 \text{masuk} &= 36,34 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa trigliserida dalam minyak} &= \text{trigliserida masuk} - \text{trigliserida} \\
 &\quad \text{dalam gum}
 \end{aligned}$$

$$= (5.244,85 - 22,22) \text{ kg}$$

$$= 5.222,63 \text{ kg}$$

$$\text{Massa air dalam minyak} = m.\text{air total} - m.\text{air dalam gum}$$

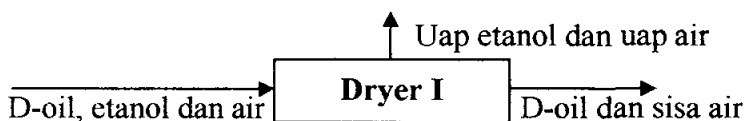
$$= (140,75 - 55,54) \text{ kg} = 85,21 \text{ kg}$$

Tabel A.10. Neraca massa tangki degumming II

Tangki Degumming II			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Endapan	Minyak
Etanol	36,34	0,00	36,34
Trigliserida	5.244,85	22,22	5.222,63
FFA	112,21	0,00	112,21
Fosfatida	139,98	139,98	0,00
Unsaponifiable	57,77	0,00	57,77
Air	139,05	55,54	85,21
CaO	2,40	0,00	0,00
H ₃ PO ₄ 75%	3,73	0,00	0,00
Ca ₃ (PO ₄) ₂	-	4,42	0,00
Total	5.736,32	5.736,32	

Minyak keluar degumming II selanjutnya disebut sebagai D-Oil (Degummed Oil)

J. Dryer I (B-325)



Gum dipisahkan dari proses, sedangkan minyak hasil degumming (D-oil) dimasukkan ke dryer I.

Data Perhitungan :

Minyak hasil pengeringan mengandung 1% moisture.^[13]

Asumsi :

Minyak hasil pengeringan bebas etanol.

Persamaan Neraca Massa :

Degummed Oil yang mengandung etanol dan air = uap etanol dan uap air keluar + Degummed Oil yang mengandung sisa air

1. Input dari dryer I:

Massa komponen masuk = massa komponen minyak keluar dari tangki degumming II seperti pada Tabel A.11.

2. Output dari dryer I:

a. Fase minyak:

Massa komponen keluar dalam minyak = massa komponen masuk (kecuali untuk etanol dan air, dapat dilihat pada Tabel A.11).

Semua etanol ada di uap.

$$\text{Massa air di minyak} = \frac{1}{99} \times \text{m.minyak keluar dryer I}$$

$$= \frac{1}{99} \times (\text{m.trigliserida} + \text{m.FFA} + \text{m. unsaponifiable})$$

$$= \frac{1}{99} \times (5.222,63 + 112,21 + 57,77) \text{ kg}$$

$$= \frac{1}{99} \times 5.392,61 \text{ kg}$$

$$= 54,47 \text{ kg}$$

b. Fase uap:

Massa etanol keluar = massa etanol masuk

$$= 36,34 \text{ kg}$$

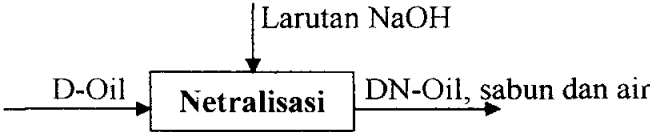
Massa air keluar di fase uap = massa air masuk – massa air keluar di minyak

= (85,21 – 54,47) kg = 30,74 kg

Tabel A.11. Neraca massa dryer I

Dryer I			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Uap	Minyak
etanol	36,34	36,34	0,00
trigliserida	5.222,63		5.222,63
FFA	112,21		112,21
fosfatida	0,00		0,00
unsaponifiable	57,77		57,77
air	85,21	30,74	54,47
		67,08	5.447,08
Total	5.514,17	5.514,17	

K. Tangki Netralisasi (F-330)



Data Perhitungan :

Minyak yang hilang untuk FFA dibawah 4%=(0,8% + 1,2 x W%) dari FFA yang tersabunkan^[14]

Jika : W% = Wesson Loss = A +I

A = % FFA = $\frac{m.FFA}{m.trigliserida + m.FFA + m.Unsaponfiniable + m.air} \times 100\%$

= $\frac{112,21}{5447,0815} \times 100\% = 2,06\%$

I = Impurities (pengotor) = 0,00 kg

W % = A+I = 2,06% + 0,00 = 2,06%

% minyak yang hilang (oil loss) = $(0,8 \% + 1,2 \times 2,06\%)$ dari FFA yang tersabunkan = 3,27%

FFA tertinggal = 0,02 % dari minyak keluar^[4]

Minyak keluar netralisasi = N

FFA tersabunkan = FFA masuk - FFA tertinggal x N

$$= 112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times N$$

Minyak yang hilang = % minyak yang hilang x FFA yang tersabunkan

$$= 3,27\% \times (112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times N)$$

Minyak keluar netralisasi = minyak masuk – (FFA yang tersabunkan + minyak yang hilang)

$$N = 5.447,08 \text{ kg} - \{112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times N + [3,27\% \times (112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times N)]\}$$

$$= 5.447,08 \text{ kg} - (1,0327 \times (112,21 \text{ kg} - 0,0002 \times N))$$

$$= 5.447,08 \text{ kg} - 115,8793 \text{ kg} + 0,0002065 \times N$$

$$N = 5.332,30 \text{ kg}$$

FFA tersabunkan = $112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times N$

$$= 112,21 \text{ kg} - 0,02\% \times 5332,30 \text{ kg}$$

$$= 111,14 \text{ kg}$$

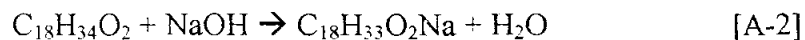
FFA yang tertinggal = FFA masuk – FFA tersabunkan

$$= 112,21 \text{ kg} - 111,14 \text{ kg}$$

$$= 1,07 \text{ kg}$$

Tangki pembuatan larutan NaOH (F-333)**Data Perhitungan :**

- NaOH yang ditambahkan adalah NaOH 20°BE = 14,36% massa.^[13]
- NaOH yang ditambahkan berlebih 0,25% dari NaOH yang dibutuhkan.^[4]
- Asumsi FFA sebagai Oleat dengan BM = 282,4 kg/kmol.^[13]
- Massa komponen masuk tangki netralisasi yaitu trigliserida, FFA, unsaponifiable, dan air = massa komponen dari drying degguming di minyak.
- Reaksi :



Perbandingan mol NaOH : mol FFA = 1:1 reaksi [A-2]

FFA masuk = 112,21 kg

$$\begin{aligned} \text{Mol FFA} &= \frac{\text{massa FFA masuk}}{\text{BM Oleat}} = \frac{112,21}{282,4} \text{ mol} \\ &= 0,3973 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Dari perbandingan mol NaOH : mol FFA dapat dihitung kebutuhan NaOH

NaOH yang dibutuhkan = mol FFA x BM NaOH \rightarrow mol FFA = mol NaOH

$$= 0,3973 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol}$$

$$= 15,74 \text{ kg}$$

NaOH yang ditambahkan (berlebih 0,25%)

$$= 100,25\% \times \text{NaOH yang dibutuhkan}$$

$$= 15,78 \text{ kg}$$

1. Input Tangki Netralisasi:

$$\begin{aligned} \text{➤ Larutan NaOH masuk} &= \frac{100}{14,36} \times \text{NaOH}_{\text{murni}} = \frac{100}{14,36} \times 15,78 \text{ kg} \\ &= 109,88 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa input Tangki Netralisasi ditampilkan pada Tabel A.12.

2. Output Tangki Netralisasi:

Massa komponen keluar untuk trigliserida dan unsaponifiable = massa komponen masuknya.

$$\text{Air dalam larutan NaOH} = (109,88 - 15,78) \text{ kg} = 94,10 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang tidak bereaksi} &= \text{NaOH masuk} - \text{NaOH dibutuhkan} \\ &= (15,78 - 15,74) \text{ kg} = 0,04 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Sisa NaOH + air dalam NaOH} = (0,04 + 94,1) \text{ kg} = 94,14 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Air hasil reaksi [A-2]} &= \text{mol air} \times \text{BM air} \quad \rightarrow \text{mol air} = \text{mol FFA} \\ &= 0,3973 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} = 7,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sabun hasil reaksi [A-2]} &= \text{mol sabun} \times \text{BM sabun} \quad \rightarrow \text{mol sabun} = \text{mol FFA} \\ &= 0,3973 \text{ kmol} \times 304,44 \text{ kg/kmol} = 119,80 \text{ kg} \end{aligned}$$

NaOH sisa diasumsi sebagai air karena konsentrasinya kecil sekali, yaitu =

$$\frac{\text{NaOH sisa}}{\text{Air dalam NaOH}} \times 100\% = 0,0394 \text{ kg} / 94,11 \text{ kg} = 0,04\%$$

$$\begin{aligned} \text{Air total} &= \text{air dalam minyak} + \text{air hasil reaksi} + (\text{sisa NaOH} + \text{air dalam NaOH}) \\ &= (54,47 + 7,08 + 94,14) \text{ kg} = 155,70 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Massa FFA keluar} = \text{massa FFA tertinggal} = 1,07 \text{ kg}$$

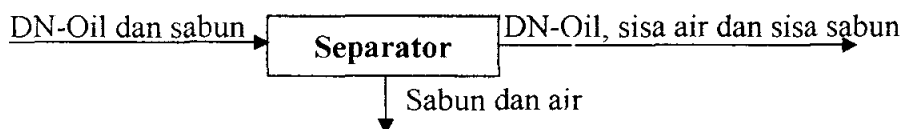
$$\text{Massa air keluar} = \text{massa air total} = 155,70 \text{ kg}$$

Tabel A.12. Neraca massa Tangki Netralisasi

Tangki Netralisasi		
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)
Trigliserida	5.222,63	5.222,63
FFA	112,21	1,07
unsaponifiable	57,77	57,77
air	54,47	155,70
NaOH 20° BE		
NaOH murni	15,78	
Air	94,11	
sabun		119,80
total	5.556,97	5.556,97

Minyak keluar proses netralisasi disebut Degummed-Neutralized-Oil = DN-Oil

L. Centrifugal Separator II (H-335)



Data Perhitungan :

Air yang terkandung dalam minyak 0,4% ^[8]

Sabun yang tertinggal dalam minyak 0,035% ^[8]

Persamaan Neraca Massa :

Degummed Neutralized Oil yang mengandung sabun masuk = Deggumed

Neutralized oil dengan sisa air, dan sabun + sabun dan air keluar

1. Input:

Massa komponen masuk = massa komponen keluar tangki netralisasi

2. Output:

a. Minyak

$$\text{Air di minyak} = \frac{0,4}{99,565} \times (m.\text{trigliserida} + m.\text{FFA} + m.\text{Unsaponfiniable})$$

$$= \frac{0,4}{99,565} \times (5219 + 1,07 + 57,77) \text{ kg}$$

$$= 21,20 \text{ kg}$$

$$\text{Sabun di minyak} = \frac{0,035}{99,565} \times (\text{m. trigliserida} + \text{m. FFA} + \text{m. Unsaponfiniable})$$

$$= \frac{0,035}{99,565} \times (5219,00 + 1,08 + 57,77) \text{ kg}$$

$$= 1,86 \text{ kg}$$

Trigliserida yang hilang = % minyak yang hilang x FFA yang tersabunkan

$$= 3,27\% \times 111,14 \text{ kg}$$

$$= 3,64 \text{ kg}$$

Trigliserida yang tertinggal = trigliserida keluar Netralisasi–trigliserida yang hilang

$$= (5.222,63 - 3,64) \text{ kg}$$

$$= 5.219 \text{ kg}$$

Semua FFA dan Unsaponfiniable keluar dalam minyak = massa FFA dan Unsaponfiniable masuk.

b. Sabun

Semua FFA dan Unsaponfiniable keluar dalam minyak.

Air dalam sabun = air masuk – air dalam minyak

$$= (155,69 - 21,20) \text{ kg}$$

$$= 134,49 \text{ kg}$$

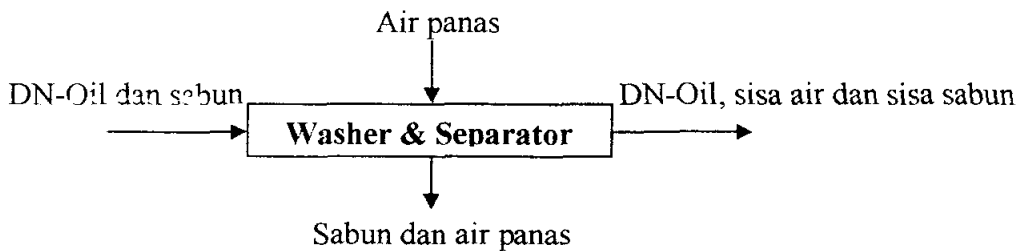
Trigliserida yang hilang sesuai perhitungan di atas = 3,64 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Sabun di sabun} &= \text{sabun masuk} - \text{sabun di minyak} \\
 &= (119,78 - 1,86) \text{ kg} \\
 &= 117,94 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.13. Neraca massa centrifugal separator II

Centrifugal Separator II			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Minyak	Sabun
Trigliserida	5.222,63	5.219,00	3,64
FFA	1,07	1,07	0,00
unsaponifiable	57,77	57,77	0,00
air	155,70	21,20	134,49
sabun	119,80	1,86	117,94
		5.300,89	256,07
Total	5.556,97	5.556,97	

M. Tangki Pencucian (F-340) dan Centrifugal Separator III (H-344)



Data Perhitungan :

Air panas yang ditambahkan = 9% dari total minyak masuk^[8]

Sabun yang tertinggal dalam minyak = 0,005% dari minyak keluar^[8]

Minyak setelah pencucian masih mengandung 0,4% air^[8]

Pada proses washing dan separasi terjadi perubahan kadar air dan sabun dalam minyak.

Persamaan Neraca Massa :

DN-Oil dan sisa sabun + air panas masuk = sabun dan air panas keluar + DN-Oil yang mengandung sisa air dan sabun

1. Input washer dan separator:

Massa tiap-tiap komponen masuk washer dan separator = massa tiap-tiap komponen keluar dari centrifugal separator II.

$$\begin{aligned}\text{Air panas yang ditambahkan} &= 9\% \times \text{total minyak masuk} \\ &= 9\% \times 5.300,89 \text{ kg} \\ &= 477,08 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. Output washer dan separator:

a. Fase minyak

Minyak keluar = M

$$M = m.\text{trigliserida} + m.\text{FFA} + m.\text{Unsaponifiable} + 0,004 \times M + 0,00005 \times M$$

$$\begin{aligned}\text{Minyak keluar} &= \frac{(m.\text{Trigliserida} + m.\text{FFA} + m.\text{Unsapon})}{(1 - 0,004 - 0,00005)} \\ &= \frac{(5.219,00 + 1,08 + 57,77)\text{kg}}{(1 - 0,004 - 0,00005)} \\ &= 5.299,30 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air dalam minyak} &= 0,004 \times m.\text{minyak keluar} \\ &= 0,004 \times 5299,31 \text{ kg} \\ &= 21,20 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sabun dalam minyak} &= 0,00005 \times m.\text{minyak keluar} \\ &= 0,00005 \times 5.299,31 \text{ kg} \\ &= 0,26 \text{ kg}\end{aligned}$$

Massa trigliserida keluar = massa masuk washer dan separator.

b. Fase sabun

Massa air = m.air dalam minyak + m.air yang ditambahkan – m.air dalam minyak

$$= (21,20 + 477,09 - 21,20) \text{ kg}$$

$$= 477,09 \text{ kg}$$

Massa sabun = m.sabun masuk – m.sabun dalam minyak

$$= (1,85 - 0,26) \text{ kg}$$

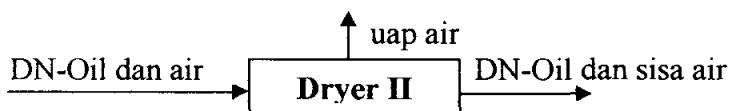
$$= 1,59 \text{ kg}$$

Neraca massa total washer dan separator ditampilkan pada Tabel A.14

Tabel A.14. Neraca massa Tangki Pencucian dan Centrifugal Separator III

Tangki Pencucian dan Centrifugal Separator III			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Minyak	Sabun
Trigliserida	5.219,00	5.219,00	0,00
FFA	1,08	1,08	0,00
Unsaponifiable	57,77	57,77	0,00
Air	21,20	21,20	477,09
Sabun	1,85	0,26	1,59
Air panas yang ditambahkan	477,08		
		5.299,30	478,68
Total	5.777,97	5.777,97	

N. Dryer II (B-346)

**Data Perhitungan :**

Minyak keluar dryer II masih mengandung 0,1% moisture ^[8]

Pada proses dryer II terjadi perubahan kadar air dalam minyak.

Persamaan Neraca Massa :

Degummed-Neutralized Oil dan air = uap air keluar + DN-Oil dan sisa air

1. Input Dryer II:

Massa tiap-tiap komponen masuk dryer II = massa tiap-tiap komponen keluar washer dan separator.

2. Output Dryer II:

a. Fase minyak

Minyak keluar = M

$$M = m.\text{Trigliserida} + m.\text{FFA} + m.\text{Unsaponifiable} + 0.001M + m.\text{Sabun}$$

$$\begin{aligned}\text{Minyak keluar} &= \frac{(m.\text{Trigliserida} + m.\text{FFA} + m.\text{Unsapon} + m.\text{sabun})}{(1 - 0,001)} \\ &= \frac{(5.219,00 + 1,07 + 57,77 + 0,26)}{(1 - 0,001)} \\ &= 5.283,38 \text{ kg}\end{aligned}$$

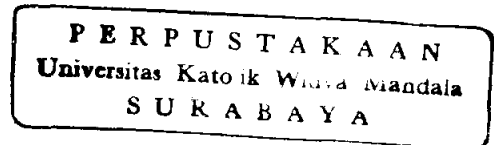
$$\begin{aligned}\text{Air dalam minyak} &= 0,001 \times m.\text{Minyak keluar} \\ &= 0,001 \times 5.283,38 \text{ kg} \\ &= 5,28 \text{ kg}\end{aligned}$$

Sabun dalam minyak = massa sabun masuk

Untuk trigliserida, FFA, dan unsaponifiable = massa masuknya.

b. Fase uap

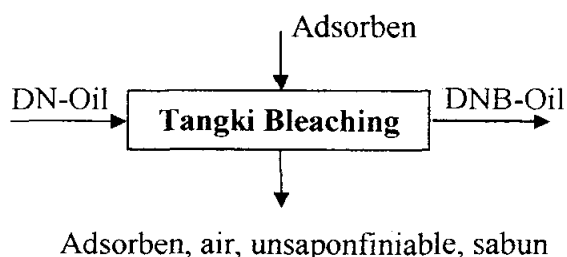
$$\begin{aligned}\text{Air keluar dalam uap} &= m.\text{air masuk} - m.\text{air dalam minyak} \\ &= (21,20 - 5,28) \text{ kg} \\ &= 15,91 \text{ kg}\end{aligned}$$



Tabel A.15. Neraca massa dryer II

Dryer II			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Minyak	Uap
Trigliserida	5.219,00	5.219,00	0,00
FFA	1,07	1,07	0,00
Unsaponifiable	57,77	57,77	0,00
Air	21,20	5,28	15,91
Sabun	0,26	0,26	0,00
		5.283,40	15,91
Total	5.299,30	5.299,30	

O. Tangki Bleaching (F-350)



Data Perhitungan :

Adsorben yang ditambahkan = 1,5% dari minyak ^[13]

Minyak terdiri atas: trigliserida, FFA, unsaponifiable, air, dan sabun.

Adsorben yang digunakan memiliki perbandingan 1:10 = act.carbon : clay ^[13]

Unsaponifiable, air, dan sabun keluar tangki terikat dalam adsorben.

Persamaan Neraca Massa :

DN-Oil + adsorben masuk = DNB-Oil + adsorben keluar yang mengandung air, unsaponifiable dan sabun

1. Input tangki bleaching:

Massa komponen masuk = massa komponen keluar dryer II dalam minyak.

Adsorben yang ditambahkan = 0,015 x minyak masuk

$$\begin{aligned}
 &= 0,015 \times (m.\text{trigliserida} + m.\text{FFA} + m. \\
 &\quad \text{Unsaponifiable} + m.\text{Air} + m.\text{Sabun}) \\
 &= 0,015 \times 5.283,38 \text{ kg} \\
 &= 79,25 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bleaching earth dalam adsorben} &= \frac{10}{11} \times \text{massa adsorben} \\
 &= \frac{10}{11} \times 79,25 \text{ kg} \\
 &= 72,05 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Activated carbon dalam adsorben} = 1/11 \times 79,25 \text{ kg} = 7,20 \text{ kg}$$

2. Output tangki bleaching:

a. Terikat dalam adsorben

Semua air, unsaponifiable, dan sabun keluar terikat dalam adsorben = massa air, Unsaponifiable dan sabun masuk.

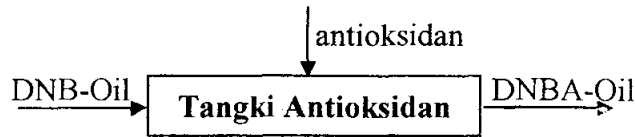
Bleaching earth dan activated carbon keluar = massa bleaching earth dan activated carbon masuk.

Tabel A.16. Neraca massa tangki bleaching

Bleaching			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Minyak	Adsorben
Trigliserida	5.219,00	5.219,00	0,00
FFA	1,07	1,07	0,00
Unsaponifiable	57,77	0,00	57,77
Air	5,28	0,00	5,28
Sabun	0,26	0,00	0,26
Bleaching earth	72,05	0,00	72,05
Active carbon	7,20	0,00	7,20
		5.220,06	142,57
Total	5.362,63	5.362,63	

Minyak keluar tangki bleaching disebut Degummed-Neutralized-Bleached-Oil = DNB-Oil.

P. Tangki Penambahan Antioksidan (F360)



Data Perhitungan :

Perbandingan antara (histidine:minyak) dan (ascorbic acid:minyak) masing – masing adalah = 1 : 10.000 ^[16]

Perbandingan histidine : ascorbic acid = 1:1

Persamaan Neraca Massa :

DNB-Oil masuk + antioksidan (histidine dan asam askorbat) = DNBA-Oil

$$\text{DNB-Oil masuk} + \left(\frac{1}{10.000} \times \text{massa DNB-Oil} \right) + \left(\frac{1}{10.000} \times \text{massa DNB-Oil} \right) = \text{DNBA-Oil}$$

1. Input tangki antioksidan:

Massa komponen masuk tangki antioksidan = massa komponen keluar dari tangki bleaching dalam minyak.

Minyak terdiri atas : trigliserida dan FFA saja.

Jumlah minyak masuk total = 5.220,06 kg

$$\text{Histidine masuk} = \frac{1}{10.000} \times 5.220,06 \text{ kg} = 0,52 \text{ kg}$$

$$\text{Ascorbic acid masuk} = \frac{1}{10.000} \times 5.220,06 \text{ kg} = 0,52 \text{ kg}$$

2. Output tangki antioksidan:

Semua massa komponen keluar = massa komponen masuk tangki antioksidan.

Tabel A.17. Neraca massa tangki penambahan antioksidan

Antioksidan		
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar(kg/hari)
Trigliserida	5.219,00	5.219,00
FFA	1,07	1,07
Antioksidan		
histidine	0,52	0,52
ascorbic acid	0,52	0,52
Total	5.221,11	5.221,11

Minyak keluar tangki penambahan anti oksidan disebut Degummed-Neutralized-Bleached-Antioxidant-Oil = DNBA-Oil

Jadi total massa minyak hasil pemurnian (DNBA-Oil) yang dihasilkan dari extraction plant ini adalah sebesar 5.221,11 kg/ hari. Dengan bahan baku sebesar

19.000 kg/hari, didapatkan yield sebesar $\frac{5.221,11}{19.000} \times 100\% = 27,48 \%$

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIX B PERHITUNGAN NERACA PANAS

Berikut ini data-data yang dibutuhkan untuk menghitung kapasitas panas pada neraca panas:

Tabel.B1. Data-data untuk menghitung kapasitas panas dengan rumus abc

Komponen	Keadaan	No. Rumus	T	A	B	C	D	Ref
Selulosa*	Solid	1	°C	2,01	$1,21 \cdot 10^{-3}$	$-1,31 \cdot 10^{-6}$	-	10
Minyak**	Liquid	1	°C	0,462	$0,61 \cdot 10^{-3}$	-	-	13
Oleat	Liquid	1	°C	278,69	2,54	$-5,44 \cdot 10^{-3}$	$4,92 \cdot 10^{-6}$	25
Air	Liquid	1	K	18,30	0,47	$-1,34 \cdot 10^{-3}$	$1,31 \cdot 10^{-6}$	24
	Gas	1	°C	33,46	$0,69 \cdot 10^{-2}$	$0,76 \cdot 10^{-5}$	$-3,59 \cdot 10^{-9}$	24
Vitamin C	Solid	2	K	-49,56	0,93	-	-	25
Etanol	Gas	1	°C	61,34	0,16	$-8,75 \cdot 10^{-5}$	$19,83 \cdot 10^{-9}$	24
Udara	Gas	1	°C	28,94	$0,41 \cdot 10^{-2}$	$0,32 \cdot 10^{-5}$	$-1,96 \cdot 10^{-9}$	24
CaO	Solid	2	K	41,84	0,02	$-4,52 \cdot 10^{-5}$	-	24

* satuan $\int Cp.dT = \text{kJ/kg}$

** satuan $\int Cp.dT = \text{kcal/kg}$

Untuk selain tanda * dan ** satuan $\int Cp.dT$ adalah kJ/kmol

$$1) \int Cp.dT = A(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}B(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}C(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}D(T_2^4 - T_1^4)$$

$$2) \int Cp.dT = A(T_2 - T_1) + B/2(T_2^2 - T_1^2) - C(1/T_2 - 1/T_1)$$

Untuk komponen fosfatida, unsaponifiable, sabun, $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, dan histidine menggunakan *kopp's rule*.

Tabel.B2. Data-data untuk menghitung kapasitas panas dengan *kopp's rule*

Element	Solid	Liquid
C	1,8	2,8
H	2,3	4,3
B	2,7	4,7
Si	3,8	5,8
O	4	6
F	5	7
P atau S	5,4	7,4
All other	6,2	8

Satuan : kcal/kmol K

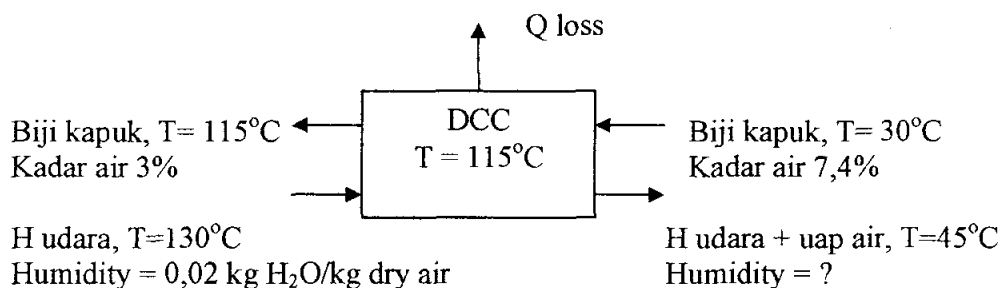
Kapasitas Panas untuk Etanol^[10] :

Kapasitas Panas Etanol	
Suhu (°C)	Cp (Cal/g °C)
23	0,78
41	0,80

Kapasitas panas untuk komponen lain :

- H_3PO_4 75% = 200,32 kJ/kmol K ^[10]
- Bleaching earth dianggap sebagai clay = 0,224 kcal/kg °C = 0,9378 kJ/kg °C^[10]
- Karbon aktif = 0,168 kcal/kg °C = 0,7034 kJ/kg °C^[10]

1. Direct Conditioning Cylinder (DCC) (B – 110)



Asumsi :

Udara masuk DCC pada suhu 130 °C

Udara keluar DCC pada suhu 50 °C^[27]

Q loss diasumsi 10 % dari Q yang diberikan oleh udara ke biji kapuk

Dari www.asianinfo.org/asianinfo/indonesia/pro-geography.htm^[38] diketahui bahwa persen Humidity di Indonesia adalah 65%. Dengan humidity chart^[19] pada 30°C (suhu rata-rata di Indonesia) didapat humidity 0,02 kg H₂O/ kg udara kering.

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{udara masuk}} + H_{\text{biji kapuk masuk}} = H_{\text{udara keluar}} + H_{\text{biji kapuk keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

dimana $Q_{\text{loss}} = 10\% (H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}})$, sehingga persamaan diatas

menjadi :

$$0,9 (H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}}) = H_{\text{biji kapuk keluar}} - H_{\text{biji kapuk masuk}}$$

Diketahui entalpy (H) biji kapuk masuk dan keluar, sehingga dari persamaan tersebut didapat panas (Q) yang dikeluarkan oleh udara.

Diketahui :

Biji Kapuk Masuk :

$$T_{\text{masuk}} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

Biji kapuk masuk terdiri dari beberapa komponen :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

Kapasitas panas dari trigliserida didekati dengan kapasitas panas minyak biji kapas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (30 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (30^2 - 25^2) \\ &= 2,39 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 10,02 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.381,94 \text{ kg} \times 10,02 \text{ kJ/kg} = 53.941.44 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

Asam lemak bebas dianggap sebagai oleat karena komponen terbesar dalam asam lemak bebas adalah oleat^[13] maka:

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,69 (303 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (303^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (303^4 - 298^4) \\ &= 3.428,81 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 3.428,81 \text{ kJ/kmol} = 1.397,80 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Fosfatida

Sebagian besar fosfatida berupa lecithin karena komponen terbesar dalam fosfatida adalah lecithin ($\text{C}_{42}\text{H}_{76}\text{O}_8\text{PN}$) ^[4]

$$\begin{aligned}
 C_p &= (42 \times 2,8) + (76 \times 4,3) + (8 \times 6) + (1 \times 7,4) + (1 \times 8) \text{ kcal / kmol K} \\
 &= 507,8 \text{ kcal / kmol K} \times 4.1868 \text{ kJ / kcal}
 \end{aligned}$$

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (303 - 298) \text{ K} \\
 &= 2.027,80 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

Unsaponifiable dianggap sebagai sitosterol ($\text{C}_{29}\text{O}_{46}\text{O}$) karena komponen terbesar dalam unsaponifiable adalah sitosterol ^[24]

$$\begin{aligned}
 C_p &= (29 \times 2,8) + (46 \times 4,3) + (1 \times 6) \text{ kcal / kmol K} \\
 &= 285 \text{ kcal / kmol K} \times 4.1868 \text{ kJ / kcal}
 \end{aligned}$$

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (303 - 298) \text{ K} = 862,62 \text{ kJ}$$

Total H minyak masuk DCC = 58.229,66 kJ

➤ Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 18,30 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,47(303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34.10^{-3}) \\
 &\quad (303^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31.10^{-6}(303^4 - 298^4) \\
 &= 374,68 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{1.406 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 374,68 \text{ kJ/kmol} = 29.266,39 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

➤ Padatan

Padatan dianggap sebagai selulosa karena komponen terbesar dalam padatan adalah selulosa ^[24]

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 2,01 (30 - 25) + \frac{1}{2} 1,21.10^{-3} (30^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 1,31.10^{-6}(30^3 - 25^3) \\
 &= 10,20 \text{ kJ/kg.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\
 &= 11.894 \text{ kg} \times 10,20 \text{ kJ/kg} = 121.345,51 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total H biji kapuk masuk} = H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} = 208.841,56 \text{ kJ}$$

Keluar :

$$T_{\text{keluar}} = 115^{\circ}\text{C} = 388 \text{ K}$$

Biji kapuk keluar terdiri dari :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 0,462 (115 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (115^2 - 25^2) \\ &= 45,42 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 190,18 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 5.381,94 \text{ kg} \times 190,18 \text{ kJ/kg} = 1.023.521,29 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,69 (388 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (388^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (388^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (388^4 - 298^4) \\ &= 63.903,90 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 63.903,90 \text{ kJ/kmol} = 26.051,18 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg/kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (388 - 298) \text{ K}$$

$$= 36.500,42 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = (29 \times 2,8) + (46 \times 4,3) + (1 \times 6) \text{ kcal/kmol K}$$

$$= 285 \text{ kcal/kmol K} \times 4.1868 \text{ kJ/kcal}$$

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (388 - 298) \text{ K} = 15.527,23 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar DCC} = 1.101.600,12 \text{ kJ}$$

➤ Air

$$\int C_p.dT = 18,30 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 171.295,99 \text{ kJ}$$

➤ Padatan

$$\int Cp.dT = 2,01 (115-25) + \frac{1}{2} 1,21.10^{-3} (115^2-25^2) + \frac{1}{3} 1,31.10^{-6}(115^3 - 25^3)$$

$$= 187,70 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 11.894 \text{ kg} \times 187,70 \text{ kJ/kg} = 2.232.448,17 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total biji kapuk keluar DCC} = H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} = 3.505.344,28 \text{ kJ}$$

$$0,9 (H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}}) = H_{\text{biji kapuk keluar}} - H_{\text{biji kapuk masuk}}$$

$$0,9 (H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}}) = 3.505.344,28 \text{ kJ} - 208.841,56 \text{ kJ}$$

$$H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}} = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times 3.662.780,80 \text{ kJ} = 366.278,08 \text{ kJ}$$

Mencari massa udara kering masuk :

$$H_{\text{udara masuk}} - H_{\text{udara keluar}} = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

$$(G.H'_{G \text{ in}}) - (G.H'_{G \text{ out}}) = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

$$G (H'_{G \text{ in}} - H'_{G \text{ out}}) = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

G = massa udara kering

$$H'_{G \text{ in}} = C_s (T_{G \text{ in}} - T_{\text{ref}}) + (H_{\text{in}} \lambda_{\text{ref}})^{[19]}$$

$$C_s = (1,005 + 1,88 H_{\text{in}}) \text{ kJ/kg. } ^\circ\text{C}^{[19]}$$

H_{in} = Humidity udara masuk = 0,02 kg H_2O / kg udara kering

$T_{G \text{ in}}$ = Suhu udara masuk = 130 $^\circ\text{C}$

$$T_{G \text{ out}} = \text{Suhu udara keluar} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = \text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda_{\text{ref}} = \text{panas laten pada suhu referensi} = 2.442,31 \text{ kJ/kg}^{[19]}$$

$$H'_{G \text{ in}} = (1,005 + 1,88 \times 0,02) \text{ kJ/kg. }^{\circ}\text{C} (130 - 25) \text{ }^{\circ}\text{C} + (0,02 \times 2.442,31) \text{ kJ/kg}$$

$$H'_{G \text{ in}} = 158,32 \text{ kJ/kg dry air}$$

Dengan cara yang sama didapatkan persamaan untuk total entalpy udara keluar

$$H'_{G \text{ out}} = (1,005 + 1,88 H_{\text{out}}) \text{ kJ/kg.K} (50 - 25) + (2.442,31 H_{\text{out}})$$

$$H'_{G \text{ out}} = 25,13 + 47 H_{\text{out}} + 2.442,31 H_{\text{out}}$$

$$H'_{G \text{ out}} = 25,13 + 2.489,31 H_{\text{out}}$$

$$G(158,32 \text{ kJ/kg dry air} - (25,13 + 2.489,31 H_{\text{out}})) = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

$$G(133,19 - 2.489,31 H_{\text{out}}) = 3.662.780,80 \text{ kJ}$$

$$138,22 G - 2.489,31 G.H_{\text{out}} = 3.662.780,80 \text{ (pers.1)}$$

Neraca massa komponen air :

Massa air di udara masuk + massa air di biji kapuk masuk = Massa air di udara
keluar + massa air di biji kapuk keluar

$$G.H_{\text{in}} + \text{massa air di biji kapuk masuk} = G.H_{\text{out}} + \text{massa air di biji kapuk keluar}$$

$$G. 0,02 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} + 1.406 \text{ kg} = G. H_{\text{out}} + 544,14 \text{ kg}$$

$$861,86 \text{ kg} = G (H_{\text{out}} - 0,02)$$

$$G.H_{\text{out}} = 861,86 + 0,02 G \text{ (pers.2)}$$

Pers.2 disubstitusi ke pers.1 menjadi:

$$133,19 G - 2.489,31 (861,86 + 0,02 G) = 3.662.780,80$$

$$133,19 G - 2.145.425,94 - 49,79 G = 3.662.780,80$$

$$88,62 G = 5.808.206,73$$

$$G = 69.636,09 \text{ kg udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara} &= 69.636,09 \text{ kg dry air} + 69.636,09 \text{ kg dry air} \times 0,02 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \\ &= 71.028,81 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari pers. 2 didapat :

$$(H_{\text{out}} - 0,02) = 861,86 / G$$

$$(H_{\text{out}} - 0,02) = 861,86 / 69.636,09$$

$$H_{\text{out}} = 0,03 \text{ kg H}_2\text{O/ kg udara kering}$$

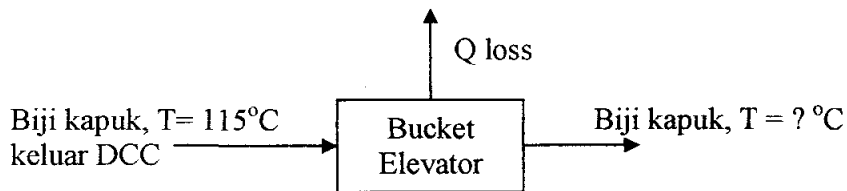
- $H \text{ udara masuk} = G \cdot H'_{G \text{ in}}$

$$\begin{aligned} H \text{ udara masuk} &= 69.636,09 \text{ kg dry air} \times 158,3 \text{ kJ/kg dry air} \\ &= 11.024.729,57 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- $H \text{ udara keluar} = G \cdot H'_{G \text{ out}}$

$$\begin{aligned} H \text{ udara keluar} &= 69.636,09 \text{ kg dry air} \times (25,13 + 2.489,31 H_{\text{out}}) \\ &= 69.636,09 \text{ kg dry air} \times (25,13 + 2.489,31 \times 0,03) \\ &= 7.361.948,77 \text{ kJ} \end{aligned}$$

2. Bucket Elevator (J-121)



Asumsi :

Q loss diasumsi 10 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ biji kapuk keluar DCC} = H \text{ biji kapuk keluar bucket elv.} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ biji kapuk keluar DCC} = H \text{ biji kapuk keluar bucket elv.} + 10\% H \text{ biji kapuk keluar DCC}$$

$$0,9 (H \text{ biji kapuk keluar DCC}) = H \text{ biji kapuk keluar bucket elv.}$$

Diketahui :

Entalpy Biji Kapuk Masuk Bucket Elevator :

$$H \text{ masuk bucket elevator (J-121)} = H \text{ biji kapuk keluar DCC (B-110)}$$

$$H \text{ masuk bucket elevator} = 3.505.344,28 \text{ kJ}$$

Dari persamaan neraca panas di bucket elevator dapat diketahui entalpy keluar bucket elevator.

Entalpy Biji Kapuk Keluar Bucket Elevator:

$$H_{\text{keluar}} = 0,9 \times 3.505.344,28 \text{ kJ} = 3.154.809,85 \text{ kJ}$$

$$T_{\text{keluar}} \text{ ditrial sampai } H_{\text{keluar}} = 3.154.809,85 \text{ kJ}$$

Trial I :

$$T_{\text{keluar}} = 105^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

Biji kapuk keluar bucket elevator terdiri dari :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= 0,462 (105 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (105^2 - 25^2) \\ &= 168,02 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{massa} \times \int C_p dT \\ &= 5.381,94 \text{ kg} \times 168,02 \text{ kJ/kg} = 904.298,63 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= 278,69 (378 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (378^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (378^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (378^4 - 298^4) \\ &= 56.582,69 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\ &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 56.582,69 \text{ kJ/kmol} = 23.066,60 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg/kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (378 - 298) \text{ K}$$

$$= 32.444,82 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (378 - 298) \text{ K} = 13.801,98 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar Bucket Elevator} = 973.612,02 \text{ kJ}$$

➤ Air

$$\begin{aligned} \int C_p \cdot dT &= 18,30 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (373^3 - 298^3) \\ &\quad + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4) \\ &= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 171.295,99 \text{ kJ}$$

➤ Padatan

$$\int C_p.dT = 2,01 (105-25) + \frac{1}{2} 1,21.10^{-3} (105^2-25^2) + \frac{1}{3} 1,31.10^{-6} (105^3 - 25^3)$$

$$= 166,44 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 11.894 \text{ kg} \times 166,44 \text{ kJ/kg} = 1.979.667,13 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total keluar bucket elevator} = H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} = 3.124.575,14 \text{ kJ}$$

H total keluar kurang mendekati 3.154.809,85 kJ sehingga trial suhu keluar dilakukan lagi.

Trial II :

$$T \text{ keluar} = 105,8^\circ\text{C} = 378,8 \text{ K}$$

Biji kapuk keluar bucket elevator terdiri dari :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (105,8 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (105,8^2 - 25^2)$$

$$= 40,55 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 169,78 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.381,94 \text{ kg} \times 169,78 \text{ kJ/kg} = 913.743,14 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,69 (378,8 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (378,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (378,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (378,8^4 - 298^4) \\ &= 57.163,75 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 57.163,75 \text{ kJ/kmol} = 23.303,48 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (378,8 - 298) \text{ K} \\ &= 32.767,80 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ H &= \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (378,8 - 298) \text{ K} = 13.939,38 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H minyak keluar Bucket Elevator} = 983.753,80 \text{ kJ}$$

➤ Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,30 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (373^3 - 298^3) \\ &\quad + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4) \\ &= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 171.295,99 \text{ kJ}\end{aligned}$$

➤ Padatan

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 2,01 (105,8 - 25) + \frac{1}{2} 1,21 \cdot 10^{-3} (105,8^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 1,31 \cdot 10^{-6} \\ &\quad (105,8^3 - 25^3) \\ &= 168,13 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 11.894 \text{ kg} \times 168,13 \text{ kJ/kg} = 1.999.758,35 \text{ kJ}\end{aligned}$$

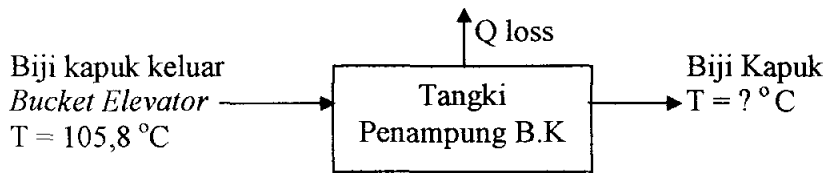
H total keluar bucket elevator = H minyak + H air + H padatan = 3.154.808,14 kJ

H total keluar mendekati 3.154.809,85 kJ sehingga trial suhu keluar dianggap

berhasil. Suhu keluar bucket elevator = 378,8 K = 105,8 °C

$$Q_{\text{loss}} = 3.505.344,28 \text{ kJ} - 3.154.808,14 \text{ kJ} = 350.536,14 \text{ kJ}$$

3. Tangki Penampung Biji Kapuk (F-122)



Asumsi :

Q loss diasumsi 10 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$H \text{ keluar Bucket Elevator} = H \text{ biji kapuk keluar Tangki penampung} + Q \text{ loss}$

$H \text{ keluar Bucket Elv.} = H \text{ keluar Tangki penampung} + 10\% H \text{ keluar Bucket Elv.}$

$0,9 (H \text{ keluar Bucket Elevator}) = H \text{ keluar tangki penampung}$

Diketahui :

Entalpy Masuk Tangki penampung:

$H \text{ masuk Tangki penampung} = H \text{ keluar Bucket Elevator (J-121)}$

$H \text{ masuk Tangki penampung} = 3.154.808,14 \text{ kJ}$

Dari persamaan neraca panas di atas dapat diketahui entalpy keluar tangki penampung.

Entalpy Biji Kapuk Keluar Tangki penampung:

$H \text{ keluar Tangki penampung} = 0,9 (H \text{ keluar Bucket Elevator})$

$H \text{ keluar Tangki penampung} = 0,9 \times 3.154.808,14 \text{ kJ} = 2.839.327,33 \text{ kJ}$

T keluar ditrial sampai H keluar = 2.839.327,33 kJ

Trial I :

T keluar = 97 °C = 370 K

Biji kapuk terdiri dari :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 0,462 (97 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (97^2 - 25^2) \\ &= 35,94 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 150,49 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 5.381,94 \text{ kg} \times 150,49 \text{ kJ/kg} = 809.910,15 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,69 (370 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (370^2 - 298^2) + \frac{1}{3} -5,44 \cdot 10^{-3} (370^3 \\ &\quad - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (370^4 - 298^4) \\ &= 50.764,97 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 50.764,97 \text{ kJ/kmol} = 20.694,94 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (370 - 298) \text{ K}$$

$$= 29.200,33 \text{ kJ}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (370 - 298) \text{ K} = 12.421,78 \text{ kJ}$$

Total H minyak keluar Tangki penampung= 872.227,20 kJ

➤ Air

$$\int C_p.dT = 18,30 (370 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (370^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (370^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (370^4 - 298^4)$$

$$= 5.442,52 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{544,140 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 5.442,52 \text{ kJ/kmol} = 164.382,49 \text{ kJ}$$

➤ Padatan

$$\int Cp.dT = 2,01 (97-25) + \frac{1}{2} 1,21 \cdot 10^{-3} (97^2-25^2) + \frac{1}{3} 1,31 \cdot 10^{-6} (97^3 - 25^3)$$

$$= 149,51 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 11.894 \text{ kg} \times 149,51 \text{ kJ/kg} = 1.778.239,96 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total biji kapuk keluar Tangki penampung} = H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} =$$

$$2.814.849,65 \text{ kJ}$$

Entalpy total keluar Tangki penampung belum mendekati 2.839.327,33 kJ maka trial suhu dilakukan lagi.

Trial II :

$$T \text{ keluar} = 97,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 370,6 \text{ K}$$

Biji kapuk terdiri dari :

➤ Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (97,6 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (97,6^2 - 25^2)$$

$$= 36,26 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 151,82 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.381,94 \text{ kg} \times 151,82 \text{ kJ/kg} = 817.088,04 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,69 (370,6 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (370,6^2 - 298^2) + \frac{1}{3} -5,44 \cdot 10^{-3} \\ &\quad (370,6^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (370,6^4 - 298^4) \\ &= 51.208,07 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{115,14 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 51.208,07 \text{ kJ/kmol} = 20.875,57 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{143,64 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (370,6 - 298) \text{ K} \\ &= 29.448,13 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{59,28 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (370,6 - 298) \text{ K} = 12.527,19 \text{ kJ}$$

Total H minyak keluar Tangki penampung= 879.938,94 kJ

➤ Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,30 (370,6 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (370,6^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (370,6^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (370,6^4 - 298^4) \\ &= 5.489,12 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{544,140 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 5.489,12 \text{ kJ/kmol} = 165.790,07 \text{ kJ}\end{aligned}$$

➤ Padatan

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 2,01 (97,6 - 25) + \frac{1}{2} 1,21 \cdot 10^{-3} (97,6^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 1,31 \cdot 10^{-6} (97,6^3 - 25^3) \\ &= 150,80 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 11.894 \text{ kg} \times 150,80 \text{ kJ/kg} = 1.793.598,54 \text{ kJ}\end{aligned}$$

H total biji kapuk keluar Tangki penampung = 2.839.327,55 kJ

H total keluar mendekati 2.839.327,33 kJ sehingga trial dianggap berhasil.

$$3.154.808,14 \text{ kJ} = 2.839.327,55 \text{ kJ} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = (3.154.808,14 - 2.839.327,55) = 315.480,59 \text{ kJ}$$

4. Hammer Mill (C-120)

Pada alat Hammer mill diasumsi panas yang ditimbulkan oleh gesekan = panas yang hilang ke lingkungan sehingga tidak terjadi perubahan panas

5. Ekstraktor (H-210)

Proses ekstraksi ini terjadi secara batch. Biji kapuk keluar dari hammer mill yang bersuhu $97,6^{\circ}\text{C}$ dimasukkan bersama dengan etanol pada suhu 30°C . Proses ekstraksi ini berjalan selama 2 jam. Neraca panas pada proses ini dibagi menjadi 2 yaitu neraca panas untuk menaikkan suhu menjadi 70°C dan neraca panas untuk mempertahankan suhu pada 70°C .

Neraca panas untuk menaikkan suhu menjadi 70°C

Asumsi:

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi.

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q_{steam} masuk

$Q_{\text{loss}} = 10\% Q_{\text{steam}}$

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{masuk ekstraktor}} + Q_{\text{steam}} = H_{70^{\circ}\text{C}} + Q_{\text{loss}}$$

$$(H_{\text{biji kapuk keluar hammer mill}} + H_{\text{etanol}}) + Q_{\text{steam}} = H_{\text{pada } 70^{\circ}\text{C}} + Q_{\text{loss}}$$

$$(H_{\text{biji kapuk keluar hammer mill}} + H_{\text{etanol}}) + Q_{\text{steam}} = H_{\text{pada } 70^{\circ}\text{C}} + 10\%Q_{\text{steam}}$$

Diketahui :

H Masuk Ekstraktor:

H input Ekstraktor (H-210) = H biji kapuk keluar Silo(F-211) + H Etanol (E-215)

- H biji kapuk keluar Silo= 2.839.327,55 kJ
- Etanol

$$T_{\text{masuk}} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$C_p = 151,8 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{26.507,08 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 151,8 \text{ kJ/kmol K} \times (303 - 298) \text{ K}$$

$$= 436.704,52 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H masuk ekstraktor} = \text{H biji kapuk} + \text{H etanol} = 3.276.032,06 \text{ kJ}$$

Entalpy Ekstraktor pada 70°C:

Diinginkan larutan keluar ekstraktor bersuhu 343 K, maka dapat dihitung entalpy ekstraktor pada suhu 343 K

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{19.731,44 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 3.079.504,29 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 485.162,39 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,69 (343 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (343^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 31.387,44 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg/kmol}} \times 31.387,44 \text{ kJ/kmol} = 12.469,53 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 17.785,33 \text{ kJ}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 7.565,86 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak di miscella} = 522.983,11 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak} = 3.602.487,41 \text{ kJ}$$

➤ Meal

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{6.775,64 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 159,782 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 1.057.480,84 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 137,09 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 12.681,24 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,69 (343 - 298) + \frac{1}{2} 2,54 (343^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 31.387,44 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{2,93 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 31.387,44 \text{ kJ/kmol} = 325,93 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,66 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 454,88 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{1,51 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 197,76 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar ekstraktor} = 13.669,81 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p.dT = 18,30 (343 - 298) + \frac{1}{2} 0,47 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 3.390,40 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 3.390,40 \text{ kJ/kmol} = 102.401,53 \text{ kJ}$$

- Padatan

$$\int C_p.dT = 2,01 (70 - 25) + \frac{1}{2} 1,21 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 1,31 \cdot 10^{-6} (70^3 - 25^3)$$

$$= 92,81 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 11.894 \text{ kg} \times 92,81 \text{ kJ/kg} = 1.103.879,21 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}\text{Total H meal keluar} &= \text{H etanol} + \text{H minyak} + \text{H air} + \text{H padatan} \\ &= 2.277.431,39 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{H total keluar ekstraktor} = \text{H miscella} + \text{H meal} = 5.879.918,79 \text{ kJ}$$

Persamaan Neraca Panas Ekstraktor untuk menaikkan suhu ke 70°C:

$$\text{H masuk ekstraktor} + \text{Q steam} = \text{H pada } 70^{\circ}\text{C} + \text{Q loss}$$

$$3.276.032,06 + \text{Q steam} = 5.879.918,79 + 25 \% \text{ Q steam}$$

$$\text{Q steam} = \frac{5.879.918,79 - 3.276.032,79}{0,9} = 2.893.207,48 \text{ kJ}$$

$$\text{Q loss} = 10\% \times 2.893.207,48 \text{ kJ} = 289.320,75 \text{ kJ}$$

Pada ekstraktor suhu dijaga 70°C. Diasumsi panas yang hilang ke lingkungan 5% dari entalpy total ekstraktor (H miscella+H meal) pada suhu 70°C. Jadi panas yang disuplai untuk menjaga suhu tetap 70°C = 5% x (H total pada 70°C)

$$\text{Q untuk menjaga suhu tetap } 70^{\circ}\text{C} = 5 \% \times 5.879.918,79 \text{ kJ} = 293.995,94 \text{ kJ}$$

Massa steam :

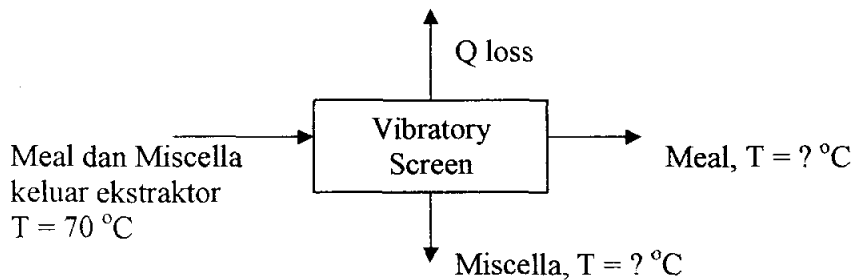
$$\text{Q} = \text{m} \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah

$$2.120,45 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{m} = \frac{\text{Q}}{\lambda} = \frac{2.893.207,48 \text{ kJ}}{2.120,45 \text{ kJ/kg}} = 1.364,43 \text{ kg}$$

6. Vibratory Screen (H-211)



Asumsi :

Q loss diasumsi 10 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$(H \text{ meal} + H \text{ miscella}) \text{ keluar ekstraktor} = H \text{ meal} + H \text{ miscella} + Q \text{ loss}$$

$$(H \text{ meal} + H \text{ miscella}) \text{ keluar ekstraktor} = H \text{ meal} + H \text{ miscella} + 10\% (H \text{ meal} + H \text{ miscella}) \text{ keluar ekstraktor}$$

$$0,9 ((H \text{ meal} + H \text{ miscella}) \text{ keluar ekstraktor}) = H \text{ meal} + H \text{ miscella}$$

Diketahui :

H Masuk Vibratory Screen :

$$H \text{ masuk Screen (H-211)} = H \text{ meal} + H \text{ miscella} \text{ keluar Ekstraktor (H-210)}$$

$$H \text{ masuk Screen} = 2.277.431,39 \text{ kJ} + 3.602.487,41 \text{ kJ} = 5.879.918,79 \text{ kJ}$$

Dari persamaan neraca panas di atas dapat diketahui entalpy meal dan miscella keluar Vibratory Screen.

H keluar Vibratory Screen :

H keluar Vibratory Screen = 0,9 x H meal dan miscella keluar ekstraktor

$$H \text{ keluar Vibratory Screen} = 0,9 \times 5.879.918,79 \text{ kJ} = 5.291.926,91 \text{ kJ}$$

T keluar ditrial sampai H keluar = 5.291.926,91 kJ

Trial I :

Trial T keluar = 65 °C = 338 K

➤ **Miscella :**

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.731,44 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K}$$

$$H = 2.716.417,73 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p \cdot dT = 0,462 (65 - 25) + \frac{1}{2} \cdot 0,61 \cdot 10^{-3} (65^2 - 25^2)$$

$$= 19,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 81,97 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 81,97 \text{ kJ/kg} = 429.915,95 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (338 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (338^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (338^4 - 298^4) \\ &= 27.842,90 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 27.842,90 \text{ kJ/kmol} = 11.061,36 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K} \\ &= 15.809,19 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K} \\ &= 6.725,21 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H minyak di miscella keluar screen} = 463.511,71 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak} = 3.179.929,43 \text{ kJ}$$

➤ Meal

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{6.775,64 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K}$$

$$= 934.113,89 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (65 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (65^2 - 25^2)$$

$$= 19,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 81,97 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p dT$$

$$= 137,09 \text{ kg} \times 81,97 \text{ kJ/kg} = 11.237,20 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p dT = 278,686 (338 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (338^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (338^4 - 298^4)$$

$$= 27.842,90 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p dT$$

$$= \frac{2,93 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg/kmol}} \times 27.842,90 \text{ kJ/kmol} = 289,12 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,66 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K}$$

$$= 413,22 \text{ kJ}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{1,51 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K}$$

$$= 175,78 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak di meal keluar screen} = 12.115,33 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (338 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (338^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (338^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (338^4 - 298^4)$$

$$= 3.011,83 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.011,83 \text{ kJ/kmol} = 90,967,43 \text{ kJ}$$

- Padatan

$$\int C_p.dT = 2,0082 (65 - 25) + 0,6044 \cdot 10^{-3} (65^2 - 25^2) + 4,3763 \cdot 10^{-7} (65^3 - 25^3)$$

$$= 82,39 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 11.894 \text{ kg} \times 82,39 \text{ kJ/kg} = 979.954,67 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H meal keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan}$$

$$= 2.017.151,32 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H keluar} = H \text{ meal} + H \text{ miscella keluar}$$

$$= 2.017.151,32 \text{ kJ} + 3.179.929,43 = 5.197.080,76 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar belum mendekati 5.288.026,71 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

$$\text{Trial T keluar} = 65,7^\circ\text{C} = 338,7 \text{ K}$$

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.731,44 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$H = 2.768.353,07 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (65,7 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (65,7^2 - 25^2)$$

$$= 19,92 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 83,38 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 83,38 \text{ kJ/kg} = 437.332,62 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p.dT = 278,686 (338,7 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338,7^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (338,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (338,7^4 - 298^4)$$

$$= 28.319,19 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 28.319,19 \text{ kJ/kmol} = 11.250,58 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 16.075,17 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 6.838,36 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak di miscella keluar screen} = 471.496,73 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak} = 3.239.849,81 \text{ kJ}$$

➤ Meal

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{6.775,64 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 950.633,63 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p \cdot dT = 0,462 (65,7 - 25) + \frac{1}{2} \cdot 0,61 \cdot 10^{-3} (65,7^2 - 25^2)$$

$$= 19,92 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 83,38 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 137,09 \text{ kg} \times 83,38 \text{ kJ/kg} = 11.431,06 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (338,7 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338,7^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (338,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (338,7^4 - 298^4)$$

$$= 28.319,19 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{2,93 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 28.319,19 \text{ kJ/kmol} = 294,07 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,66 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 420,18 \text{ kJ}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{1,51 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (338,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 178,74 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak di meal keluar screen} = 12.324,05 \text{ kJ}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (338,7 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (338,7^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (338,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (338,7^4 - 298^4) \\ &= 3.062,76 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.062,76 \text{ kJ/kmol} = 92.505,69 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Padatan

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 2,0082 (65,7 - 25) + 0,6044 \cdot 10^{-3} (65,7^2 - 25^2) + 4,3763 \cdot 10^{-7} \\ &\quad (65,7^3 - 25^3) \\ &= 83,79 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 11.894 \text{ kg} \times 83,79 \text{ kJ/kg} = 996.617,01 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total H meal keluar} &= H \text{ etanol} + H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} \\ &= 2.052.080,38 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H keluar} = H \text{ meal} + H \text{ miscella keluar} = 5.291.930,19 \text{ kJ}$$

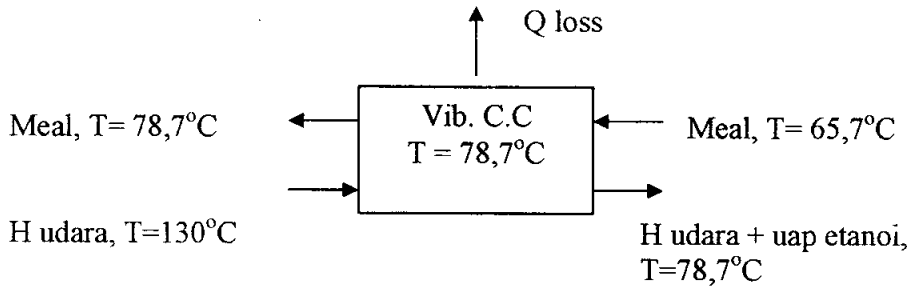
H total keluar mendekati 5.291.926,91 kJ sehingga trial dianggap berhasil.

$$(H \text{ meal} + H \text{ miscella}) \text{ keluar ekstraktor} = H \text{ total keluar} + Q \text{ loss}$$

$$5.879.918,79 \text{ kJ} = 5.291.930,19 \text{ kJ} + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 587.988,60 \text{ kJ}$$

7. Vibratory Conveyor Contactor (H-215)



Asumsi :

Q loss diasumsi sebesar 5% dari Q yang dilepas udara

Udara masuk pada suhu 130 °C

Uap keluar vibratory pada suhu 78,7 °C

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ meal keluar vib. screen} + H \text{ udara in} = H \text{ meal} + H \text{ uap etanol} + H \text{ udara out} + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% (H \text{ udara in} - H \text{ udara out})$$

$$H \text{ meal keluar vib. screen} + (H \text{ udara in} - H \text{ udara out}) = H \text{ meal} + H \text{ uap etanol} + 5\% (H \text{ udara in} - H \text{ udara out})$$

$$0,95 (H \text{ udara in} - H \text{ udara out}) = (H \text{ meal} + H \text{ uap etanol}) - H \text{ meal keluar vib. screen}$$

Diketahui :

$$H \text{ meal keluar Screen} = 2.052.080,38 \text{ kJ}$$

H meal keluar vibratory :

➤ Meal

• Etanol

$$T_{\text{keluar etanol liquid}} = 78,7^{\circ}\text{C} = 351,7 \text{ K}$$

$$C_p = 159,782 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{127,10 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 23.929,70 \text{ kJ}$$

• Minyak

Komponen minyak:

○ Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (78,7 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (78,7^2 - 25^2)$$

$$= 26,51 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 110,98 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 110,98 \text{ kJ/kg} = 15.214,74 \text{ kJ}$$

○ Asam lemak bebas

$$\int C_p.dT = 278,686 (351,7 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (351,7^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (351,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (351,7^4 - 298^4)$$

$$= 37.587,82 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{2,93\text{kg}}{282,44\text{kg} / \text{kmol}} \times 37.587,82 \text{ kJ/kmol} = 390,32 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{3,66\text{kg}}{753\text{kg} / \text{kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K} \\
 &= 554,75 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 H &= \frac{1,51\text{kg}}{410\text{kg} / \text{kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K} \\
 &= 235,99 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total H minyak di meal keluar Vibratory = 16.395,79 kJ

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 18,2964 (351,7 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (351,7^2 - 298^2) + \\
 &\quad \frac{1}{3} (-1,34.10^{-3}) (351,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31.10^{-6} (351,7^4 - 298^4) \\
 &= 4.050,16 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\
 &= \frac{544,14 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 4.050,16 \text{ kJ/kmol} = 122.328,57 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Padatan

$$\begin{aligned}
 \int Cp.dT &= 2,0082 (78,7 - 25) + 0,60445 \cdot 10^{-3} (78,7^2 - 25^2) + 4,3763 \cdot 10^{-7} \\
 &\quad (78,7^3 - 25^3) \\
 &= 111,00 \text{ kJ/kg.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\
 &= 11.894 \text{ kg} \times 111,00 \text{ kJ/kmol} = 1.320.232,23 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total H meal keluar} &= H \text{ etanol} + H \text{ minyak} + H \text{ air} + H \text{ padatan} \\
 &= 1.482.886,30 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

H uap etanol keluar vibratory :

- Etanol

$$Cp.dT_{(liq)} = 159,782 \text{ kJ / kmol K} \times (351,7 - 298) = 8.673,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{vaporization}} &= 43,122 \times (1 - T_{\text{didih}} / 516,25)^{0,079} \\
 &= 43,122 \times (1 - 351,7/516,25)^{0,079} \\
 &= 39.397,66 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times (Cp.dT_{(liq)} + H_{\text{vaporization}}) \\
 &= \frac{6.648,54 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times (8.673,5087 + 39.397,665) \text{ kJ/kmol} \\
 &= 6.937.335,47 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total H keluar vibratory} = H \text{ meal} + H \text{ uap etanol}$$

$$\text{Total H keluar vibratory} = 1.482.886,30 + 6.937.335,47 = 8.420.221,77 \text{ kJ}$$

Dari persamaan Neraca Panas dapat diketahui Q yang dilepaskan oleh udara

$$H \text{ meal keluar vib. screen} + (H \text{ udara in} - H \text{ udara out}) = H \text{ meal} + H \text{ uap etanol} +$$

$$5\%(H \text{ udara in} - H \text{ udara out})$$

$$2.052.080,38 + Q \text{ dari udara} = 8.420.221,77 + 5\% Q \text{ dari udara}$$

$$Q \text{ dari udara} = \frac{8.420.221,77 - 2.052.080,38}{0,95} = 6.703.306,72 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% \times 6.703.306,72 \text{ kJ} = 335.165,34 \text{ kJ}$$

Mencari massa udara masuk:

$$Q \text{ dari udara} = H \text{ udara masuk} - H \text{ udara keluar}$$

$$Q \text{ dari udara} = \text{mol udara} \times \left(\int C_p.dT_{\text{input}} - \int C_p.dT_{\text{output}} \right)$$

$$T_{\text{masuk}} = 130^\circ\text{C}$$

$$\int C_p.dT_{\text{input}} = 28,94 (130 - 25) + \frac{1}{2} 4,14 \cdot 10^{-3} (130^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 0,32 \cdot 10^{-5}$$

$$(130^3 - 25^3) + \frac{1}{4} -1,965 \cdot 10^{-9} (130^4 - 25^4)$$

$$= 3.074,63 \text{ kJ/kmol.}$$

$$T_{\text{keluar}} = 78,7^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}\int Cp.dT_{\text{input}} &= 28,94 (78,7 - 25) + \frac{1}{2} 4,14 \cdot 10^{-3} (78,7^2 - 25^2) + \frac{1}{3} 0,32 \cdot 10^{-5} \\ &\quad (78,7^3 - 25^3) + \frac{1}{4} -1,965 \cdot 10^{-9} (78,7^4 - 25^4) \\ &= 1.566,11 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\text{mol udara} = \frac{Q}{\left(\int Cp.dT_{\text{input}} - \int Cp.dT_{\text{output}} \right)}$$

$$\text{mol udara} = \frac{6.703.306,72}{(3.074,63 - 1.566,11)} = 4.443,64 \text{ kmol}$$

$$\text{massa udara} = 4.443,64 \text{ kmol} \times 29 \text{ kg/kmol} = 128.865,44 \text{ kg}$$

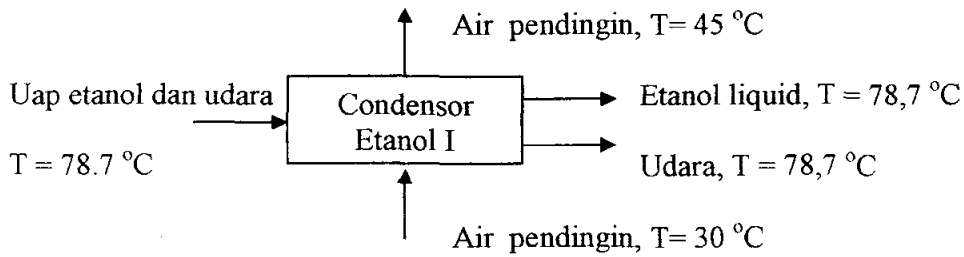
Entalpy udara masuk :

$$\begin{aligned}H_{\text{udara in}} &= \text{mol} \times \int Cp.dT_{\text{input}} = 4.443,64 \text{ kmol} \times 3.074,63 \text{ kJ/kmol} \\ &= 13.662.519,81 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Entalpy udara keluar :

$$\begin{aligned}H_{\text{udara out}} &= \text{mol} \times \int Cp.dT_{\text{input}} = 4.443,64 \text{ kmol} \times 1.566,11 \text{ kJ/kmol} \\ &= 6.959.213,09 \text{ kJ}\end{aligned}$$

8. Condensor Solven I (E-216)

**Persamaan Neraca Panas :**

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ pendingin}$$

$$H \text{ input} - H \text{ output} = Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

$$(H \text{ uap etanol}) - (H \text{ etanol liquid}) = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

$$H \text{ masuk Condensor Solven I (E-216)} = H \text{ uap etanol keluar Vibratory (H-215)}$$

$$H \text{ uap etanol masuk Condensor Solven I} = 6.937.335,47 \text{ kJ}$$

Entalpy Keluar Total :

$$T_{\text{keluar}} = 78,7^{\circ}\text{C} = 351,7\text{ K}$$

- Etanol

$$C_p \text{ etanol (l)} = 161,52 \text{ kJ/kmol }^{\circ}\text{C}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \text{ etanol (l)} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{6.648,54 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 161,52 \text{ kJ/kmol }^{\circ}\text{C} \times (78,7 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 1.251.707,31 \text{ kJ}$$

$$\text{Entalpy keluar total} = 1.251.707,31 \text{ kJ}$$

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{air pendingin}}$$

$$6.937.335,47 = 1.251.707,31 + Q_{\text{air pendingin}}$$

$$Q_{\text{air pendingin}} = 5.685.628,16 \text{ kJ}$$

Massa air pendingin:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C}$$

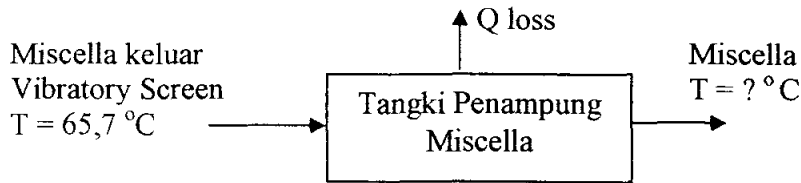
$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{(30 + 45)}{2} = 37,5^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ pada suhu rata-rata} = 4,183 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C}$$

$$Q = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})$$

$$\text{Massa air} = \frac{5.685.628,16}{4,183 \times (45 - 30)} = 90.614,84 \text{ kg}$$

9. Tangki Penampung Miscella (F-213)



Asumsi :

Q loss diasumsi 10 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$H \text{ keluar Vib. Screen} = H \text{ miscella keluar Tangki Penampung Miscella} + Q \text{ loss}$

$H \text{ keluar Vib. Screen} = H \text{ keluar Tangki Penampung Miscella} + 10\% H \text{ keluar Vib. Screen}$

$0,9 (H \text{ keluar Vib. Screen}) = H \text{ keluar Tangki Penampung Miscella}$

Diketahui :

Entalpy Masuk Tangki Penampung Miscella:

$H \text{ masuk Tangki Penampung Miscella} = H \text{ keluar Vib. Screen (H-211)}$

$H \text{ masuk Tangki Penampung Miscella} = 3.239.849,81 \text{ kJ}$

Dari persamaan neraca panas di atas dapat diketahui entalpy keluar Tangki Penampung Miscella.

Entalpy Biji Kapuk Keluar Tangki Penampung Miscella:

$H \text{ keluar Tangki Penampung Miscella} = 0,9 (H \text{ keluar Vib. Screen})$

$H \text{ keluar Tangki Penampung Miscella} = 0,9 \times 3.239.849,81 \text{ kJ} = 2.915.864,83 \text{ kJ}$

T keluar ditrial sampai H keluar = 2.915.864,83 kJ

Trial I :

Trial T keluar = 60 °C = 333 K

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 157,79 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.731,44 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 157,79 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K}$$

$$H = 2.365.260,02 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

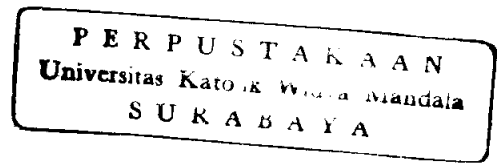
- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (60 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (60^2 - 25^2)$$

$$= 17,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 71,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 71,50 \text{ kJ/kg} = 375.004,39 \text{ kJ}$$



- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (333 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (333^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (333^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (333^4 - 298^4) \\ &= 24.312,28 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 24.312,28 \text{ kJ/kmol} = 9.658,73 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K} \\ &= 13.833,04 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K} \\ &= 5.884,56 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H minyak di miscella keluar screen} = 404.380,71 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minysk} = 2.769.640,73 \text{ kJ}$$

Entalpy total keluar Tangki Penampung Miscella belum mendekati 2.915.864,83 kJ maka trial suhu dilakukan lagi.

Trial II :

$$T_{\text{keluar}} = 61,8^{\circ}\text{C} = 334,8 \text{ K}$$

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 158,14 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.731,44 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 158,14 \text{ kJ/kmol K} \times (334,8 - 298) \text{ K}$$

$$H = 2.490.571,05 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (61,8 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (61,8^2 - 25^2)$$

$$= 17,96 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 75,20 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 75,20 \text{ kJ/kg} = 394.425,64 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (334,8 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (334,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (334,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (334,8^4 - 298^4) \\ &= 25.561,86 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 25.561,86 \text{ kJ/kmol} = 10.155,16 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (334,8 - 298) \text{ K} \\ &= 14.533,34 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (334,8 - 298) \text{ K} \\ &= 6.182,46 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H minyak di miscella keluar screen} = 425.296,61 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak} = 2.915.867,66 \text{ kJ}$$

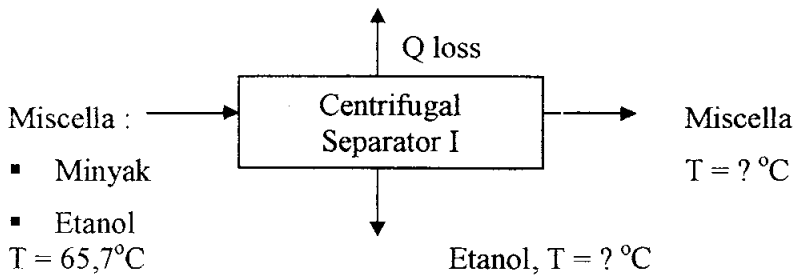
H total keluar mendekati 2.915.864,83 kJ sehingga trial dianggap berhasil.

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$3.239.849,81 \text{ kJ} = 2.915.867,66 \text{ kJ} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = (3.239.849,81 - 2.915.867,66) = 323.982,15 \text{ kJ}$$

10. Centrifugal Separator I (H-221)



Asumsi :

Q_{loss} diasumsi 5 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{miscella keluar Tangki Penampung Miscella}} = H_{\text{miscella}} + H_{\text{Etanol}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{miscella keluar Tangki Penampung Miscella}} = H_{\text{miscella}} + H_{\text{Etanol}} + 5 \% H_{\text{miscella keluar Tangki Penampung Miscella}}$$

$$0,95 H_{\text{miscella keluar Tangki Penampung Miscella}} = H_{\text{miscella}} + H_{\text{Etanol}}$$

Diketahui :

H Masuk Centrifugal Separator I :

$$H_{\text{masuk Centrifugal Separator I (H-221)}} = H_{\text{miscella keluar Tangki Penampung Miscella (F-212)}}$$

H masuk Centrifugal Separator I = 2.915.867,66 kJ

Dengan persamaan Neraca Panas dapat diketahui H miscella dan H etanol keluar Centrifugal Separator I

Entalpy Total Keluar :

Entalpy Total Keluar = H etanol + H miscella

Entalpy Total Keluar = 95 % x 2.915.867,66 kJ = 2.770.074,27 kJ

T keluar ditrial sampai H total keluar = 2.770.074,27 kJ

Trial I :

Trial T keluar = 60,5 °C = 333,5 K

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 157,89 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{394,63 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 157,89 \text{ kJ/kmol K} \times (333,5 - 298) \text{ K}$$

$$= 48.011,33 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (60,5 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (60,5^2 - 25^2)$$

$$= 17,33 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 72,54 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 72,54 \text{ kJ/kg} = 380.480,48 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p.dT = 278,686 (333,5 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (333,5^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (333,5^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (333,5^4 - 298^4)$$

$$= 24.664,71 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 24.664,71 \text{ kJ/kmol} = 9.798,74 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (333,5 - 298) \text{ K}$$

$$= 14.030,65 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (333,5 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.968,62 \text{ kJ}$$

Total H minyak di miscella keluar penampung miscella = 410.278,49 kJ

H miscella keluar centrifugal separator I = H etanol + H minyak

$$= 458.289,82 \text{ kJ}$$

➤ Etanol

$$C_p = 157,89 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.336,81 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 157,89 \text{ kJ/kmol K} \times (333,5 - 298) \text{ K}$$

$$= 2.352.554,98 \text{ kJ}$$

Total H keluar = 2.810.844,80 kJ

H total keluar belum mendekati 2.770.074,27 kJ sehingga trial diulang lagi.

Trial II :

Trial T keluar = 60 °C = 333 K

➤ Miscella

Komponen minyak:

- Etanol

$$C_p = 157,79 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{394,63 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/ kmol}} \times 157,79 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K} \\ &= 47.312,68 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 0,462 (60 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (60^2 - 25^2) \\ &= 17,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 71,51 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 5.244,85 \text{ kg} \times 71,51 \text{ kJ/kg} = 375.062,42 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 278,686 (333 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (333^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (333^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (333^4 - 298^4) \\ &= 24.316,01 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{112,21\text{kg}}{282,44\text{kg} / \text{kmol}} \times 24.316,01 \text{ kJ/kmol} = 9.660,21 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{139,98\text{kg}}{753\text{kg} / \text{kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K} \\
 &= 13.835,13 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 H &= \frac{57,77\text{kg}}{410\text{kg} / \text{kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K} \\
 &= 5.885,45 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total H minyak di miscella keluar penampung miscella = 404.443,21 kJ

H miscella keluar centrifugal separator I = H etanol + H minyak

$$= 451.755,89 \text{ kJ}$$

➤ Etanol

$$C_p = 157,79 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.336,81 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 157,79 \text{ kJ/kmol K} \times (333 - 298) \text{ K}$$

$$= 2.318.321,36 \text{ kJ}$$

$$\text{Total } H \text{ keluar} = H \text{ miscella} + H \text{ etanol} = 2.770.077,25 \text{ kJ}$$

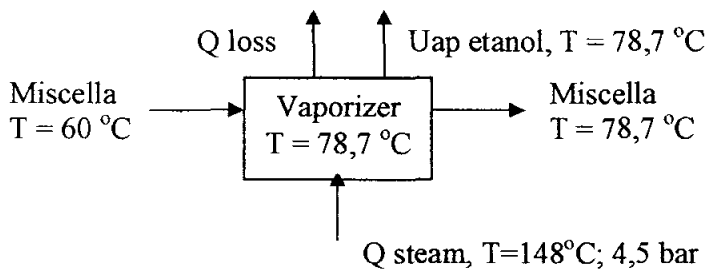
H total keluar mendekati 2.770.074,27 kJ sehingga trial dianggap berhasil.

$$H \text{ miscella keluar Penampung Miscella} = H \text{ total keluar} + Q \text{ loss}$$

$$2.915.867,66 = 2.770.077,25 + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 145.790,41 \text{ kJ}$$

11. Vaporizer (V-220)

**Asumsi :**

$Q \text{ loss} = Q \text{ steam yang tidak terkondensasi}$

$Q \text{ steam yang tidak terkondensasi sebanyak } 10\% \text{ dari } Q \text{ steam masuk}$

$Q \text{ loss} = 10\% \text{ dari } Q \text{ steam}$

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ total input} + Q \text{ steam} = H \text{ total output} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ total input} + Q \text{ steam} = H \text{ total output} + 10\% Q \text{ steam}$$

$$H \text{ miscella keluar centrifugal separator I} + Q \text{ steam} = H \text{ miscella keluar} + H \text{ uap etanol} + 10\% Q \text{ steam}$$

$$0,9 Q \text{ steam} = (H \text{ miscella keluar} + H \text{ uap etanol}) - H \text{ miscella keluar centrifugal separator I}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

$$H \text{ masuk Vaporizer (V-220)} = H \text{ miscella keluar Centrifugal Separator I(H-221)}$$

$$H \text{ masuk Vaporizer} = 451.755,89 \text{ kJ}$$

Entalpy Total Keluar :

$$T_{\text{keluar}} = 78,7 \text{ }^{\circ}\text{C} = 351,7 \text{ K}$$

Keluar dari Vaporizer terdiri dari komponen Miscella dan Uap

➤ Miscella

- Etanol

$$Cp_{(l)} = 161,52 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 161,52 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 6.842,13 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (78,7 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (78,7^2 - 25^2)$$

$$= 26,51 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 110,98 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 110,98 \text{ kJ/kg} = 582.089,48 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (351,7 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (351,7^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44.10^{-3}) (351,7^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92.10^{-6} (351,7^4 - 298^4)$$

$$= 37.587,82 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 37.587,82 \text{ kJ/kmol} = 14.932,80 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 21.223,83 \text{ kJ}$$

○ Unsaponfiable

Unsaponfiable dianggap sebagai sitosterol ($C_{29}O_{46}O$)

$$Cp = (29 \times 2,8) + (46 \times 4,3) + (1 \times 6) \text{ kcal / kmol K}$$

$$= 285 \text{ kcal / kmol K} \times 4.1868 \text{ kJ / kcal}$$

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (351,7 - 298) \text{ K}$$

$$= 9.028,59 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak di miscella keluar Vaporizer} = 627.274,70 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H miscella keluar} = H \text{ etanol} + H \text{ minyak}$$

$$= 6.842,13 + 627.274,70 = 634.116,83 \text{ kJ}$$

➤ Uap

• Etanol

$$Cp \text{ etanol (l)} = 161,5178 \text{ kJ/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$\int Cp_{liq} .dT = 161,5178 \text{ kJ/kmol } ^\circ\text{C} \times (78,7 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 8.673,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{\text{vaporization}} = 43,122 \times (1 - T_{\text{didih}} / 516,25)^{0.079}$$

$$= 43,122 \times (1 - 351,7/516,25)^{0.079}$$

$$= 39.397,66 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \left(\int C_{p_{liq}} . dT + H_{\text{vaporization}} \right) \\
 &= \frac{358,29 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times (8.673,51 + 39.397,66) \text{ kJ/kmol} \\
 &= 373.849,48 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } H \text{ uap keluar} = 373.849,48 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } H \text{ keluar} &= \text{Total } H \text{ miscella keluar} + H \text{ uap keluar} \\
 &= 634.116,83 \text{ kJ} + 373.849,48 \text{ kJ} = 1.007.966,30 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0,9 \text{ } Q \text{ steam} &= (H \text{ miscella keluar} + H \text{ uap etanol}) - H \text{ miscella keluar centrifugal} \\
 &\quad \text{separator I}
 \end{aligned}$$

$$0,9 \text{ } Q \text{ steam} = 1.007.966,30 - 451.755,89$$

$$Q \text{ steam} = \frac{1.007.966,30 - 463.526,84}{0,9} = 618.011,57 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 10\% \times 618.011,57 \text{ kJ} = 61.801,16 \text{ kJ}$$

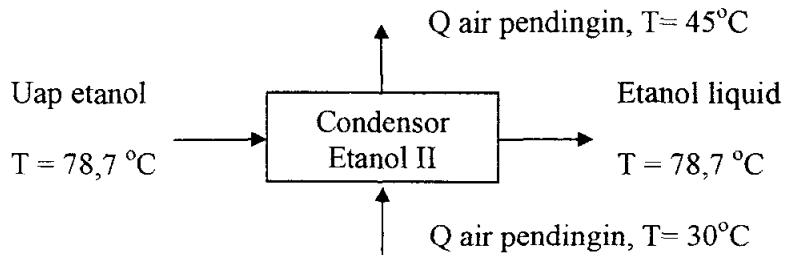
Massa steam :

$$Q = m \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah

$$2.120,45 \text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{618.011,57 \text{ kJ}}{2.120,45 \text{ kJ / kg}} = 291,45 \text{ kg}$$

12. Condensor Solven II (E-225)**Persamaan Neraca Panas :**

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ pendingin}$$

$$H \text{ input} - H \text{ output} = Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

$$H \text{ uap etanol} - H \text{ etanol liquid} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

$$H \text{ masuk Condensor Solven II (E-225)} = H \text{ uap keluar Vaporizer (V-220)}$$

$$H \text{ masuk Condensor Solven II} = 373.849,48 \text{ kJ}$$

Entalpy Total Keluar :

$$T_{\text{keluar}} = 78,7^{\circ}\text{C} = 351,7 \text{ K}$$

- Etanol

$$C_p \text{ etanol (l)} = 161,52 \text{ kJ/kmol }^{\circ}\text{C}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \text{ etanol (l)} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{358,29 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 161,52 \text{ kJ/kmol }^{\circ}\text{C} \times (78,7 - 25)^{\circ}\text{C} \\ &= 67.453,87 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ air pendingin} = H \text{ uap etanol} - H \text{ etanol}$$

$$Q \text{ air pendingin} = 373.849,48 - 67.453,87 = 306.395,61 \text{ kJ}$$

Massa air pendingin:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

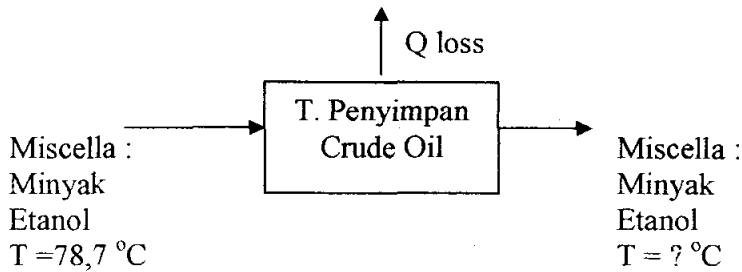
$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{(30 + 45)}{2} = 37,5^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ pada suhu rata-rata} = 4,183 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C}$$

$$Q = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})$$

$$\text{Massa air} = \frac{306.395,61}{4,183 \times (45 - 30)} = 4.883,19 \text{ kg}$$

13. Tangki Penyimpan Crude Oil (F-227)**Asumsi :**

Q loss diasumsi 10 % dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ miscella keluar vaporizer} = H \text{ miscella} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ miscella keluar vaporizer} = H \text{ miscella} + 10 \% H \text{ miscella keluar vaporizer}$$

$$0,9 H \text{ miscella keluar vaporizer} = H \text{ miscella}$$

Diketahui :**H Masuk Tangki Penyimpan Crude Oil :**

$$H \text{ masuk Tangki Penyimpan Crude Oil (F-227)} = H \text{ miscella keluar Vaporizer (V-220)}$$

$$H \text{ masuk Tangki Penyimpan Crude Oil} = 634.116,83 \text{ kJ}$$

H keluar Tangki Penyimpan Crude Oil :

$$H \text{ keluar Tangki Penyimpan Crude Oil} = 0,9 \times H \text{ miscella keluar Vaporizer}$$

$$H \text{ keluar Tangki Penyimpan Crude Oil} = 0,9 \times 634.116,83 \text{ kJ} = 570.705,14 \text{ kJ}$$

$$T \text{ keluar ditrial sampai } H \text{ keluar} = 570.705,14 \text{ kJ}$$

Trial I :

Trial T keluar = 72 °C = 345 K

➤ Crude oil

- Etanol

$$C_p = 160,18 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.703,67 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 160,18 \text{ kJ/kmol K} \times (345 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.938,89 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (72 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (72^2 - 25^2)$$

$$= 23,10 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 96,73 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 96,73 \text{ kJ/kg} = 507.354,73 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p dT = 278,686 (345 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (345^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (345^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (345^4 - 298^4)$$

$$= 32.809,13 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 32.809,13 \text{ kJ/kmol} = 13.034,33 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (345 - 298) \text{ K} \\
 &= 18.575,79 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (345 - 298) \text{ K} \\
 &= 7.902,12 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total H minyak di crude oil keluar Tangki Penyimpan Crude Oil = 546.866,98 kJ

Total H crude oil keluar = 552.805,87 kJ

H total keluar belum mendekati 570.705,14 kJ sehingga trial dilakukan lagi.

Trial II :

Trial T keluar = 73,5 °C = 346,5 K

➤ Crude oil :

- Etanol

$$C_p = 160,48 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{19.703,67 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 160,48 \text{ kJ/kmol K} \times (346,5 - 298) \text{ K}$$

$$= 6.137,10 \text{ kJ}$$

- Minyak

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (73,5 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (73,5^2 - 25^2)$$

$$= 23,85 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 99,87 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 99,87 \text{ kJ/kg} = 523.803,77 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p dT = 278,686 (346,5 - 298) + \frac{1}{2} 2.5434 (346,5^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (346,5^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (346,5^4 - 298^4)$$

$$= 33.862,10 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{112,21\text{kg}}{282,44\text{kg} / \text{kmol}} \times 33.862,10 \text{ kJ/kmol} = 13.452,66 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{139,98\text{kg}}{753\text{kg} / \text{kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (346,5 - 298) \text{ K} \\
 &= 19.160,46 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 H &= \frac{57,77\text{kg}}{410\text{kg} / \text{kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (346,5 - 298) \text{ K} \\
 &= 8.150,83 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total H minyak di crude oil keluar Tangki Penyimpan Crude Oil = 564.567,72 kJ

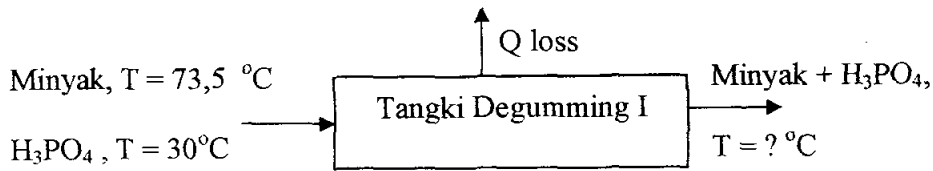
Total H crude oil keluar = 570.704,82 kJ

H total keluar mendekati 570.705,14 kJ sehingga trial dianggap berhasil.

$$H \text{ miscella keluar vibratory screen} = H \text{ crude oil} + Q \text{ loss}$$

$$634.116,83 \text{ kJ} = 570.704,82 \text{ kJ} + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 63.412,01 \text{ kJ}$$

14. Tangki Degumming I (F-310)**Asumsi :**

Panas yang hilang 5 % dari total panas masuk.

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ input} = H \text{ output} + 5 \% H \text{ input}$$

$$0,95 H \text{ input} = H \text{ output}$$

$$0,95 (H \text{ minyak dari tangki penampung crude oil} + H \text{ H}_3\text{PO}_4) = (H \text{ minyak} + H \text{ H}_3\text{PO}_4) \text{ keluar Degumming I}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

$$H \text{ masuk tangki degumming I (F-310)} = H \text{ keluar tangki penampung crude oil} + H \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 75\%}$$

- $H \text{ keluar tangki penampung crude oil} = 570.704,82 \text{ kJ}$

- H_3PO_4 75%

$$T_{\text{masuk}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$C_p = 200,32 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,73 \text{ kg}}{98 \text{ kg / kmol}} \times 200,32 \text{ kJ/kmol K} \times (303 - 298) \text{ K} = 38,10 \text{ kJ}$$

$$H_{\text{masuk tangki degumming I (F-310)}} = 570.742,91 \text{ kJ}$$

Dengan menggunakan persamaan Neraca Panas dapat diketahui entalpy minyak dan H_3PO_4 keluar tangki degumming I

$$H_{\text{total keluar}} = 0,95 \times 570.742,91 \text{ kJ} = 542.205,77 \text{ kJ}$$

$$T_{\text{keluar}} \text{ ditrial sampai } H_{\text{keluar}} \text{ mendekati} = 542.205,77 \text{ kJ}$$

Entalpy Keluar Degumming I :

$$\text{Trial I : } T_{\text{keluar}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

➤ Minyak

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.672 \text{ kJ}$$

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 485.162,39 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (343 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44.10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92.10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 31.387,44 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 31.387,44 \text{ kJ/kmol} = 12.469,53 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 17.785,33 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K} = 7.565,86 \text{ kJ}$$

Total H minyak keluar Degumming I = 528.655,12 kJ

➤ H₃PO₄ 75%

$$C_p = 200,32 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,73 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} \times 200,32 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K} = 342,87 \text{ kJ}$$

Total panas keluar = H minyak + H H₃PO₄ 75% = 528.997,99 kJ

Total entalpy keluar belum mendekati 542.205,77 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

Trial T = 344,1 K = 71,1 °C

➤ MINYAK

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Etanol

$$C_{p(l)} = 160 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 160 \text{ kJ/kmol K} \times (344,1 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.817,78 \text{ kJ}$$

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (71,1 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (71,1^2 - 25^2)$$

$$= 22,65 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 94,82 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.244,85 \text{ kg} \times 94,82 \text{ kJ/kg} = 497.290,53 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (344,1 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (344,1^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (344,1^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (344,1^4 - 298^4)$$

$$= 32.164,54 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 32.164,54 \text{ kJ/kmol} = 12.778,26 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$Cp = 2.126,06 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 2.126,06 \text{ kJ/kmol K} \times (344,1 - 298) \text{ K}$$

$$= 18.217,56 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (344,1 - 298) \text{ K}$$

$$= 7.749,72 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar Degumming I} = 541.853,84 \text{ kJ}$$

➤ H_3PO_4 75%

$$C_p = 200,32 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{3,73 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} \times 200,32 \text{ kJ/kmol K} \times (344,1 - 298) \text{ K} = 351,20 \text{ kJ}$$

$$\text{Total panas keluar} = H \text{ minyak} + H \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 75\%} = 542.205,05 \text{ kJ}$$

Entalpy minyak masuk degumming mendekati 542.205,77 kJ maka trial suhu dianggap berhasil

$$\text{Suhu minyak keluar degumming I} = 344,1 \text{ K} = 71,1 \text{ }^\circ\text{C}$$

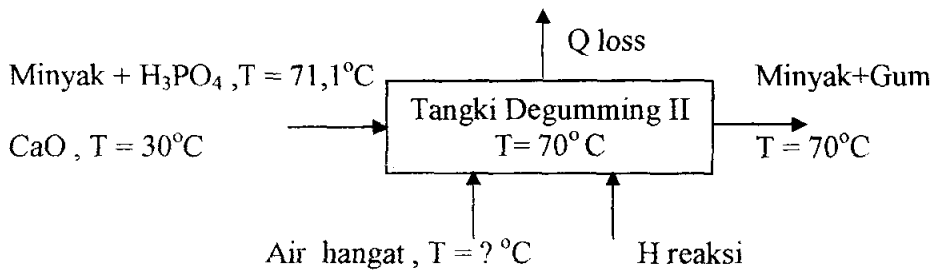
$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ loss}$$

$$(H \text{ minyak tangki crude oil} + H \text{ H}_3\text{PO}_4) = (H \text{ minyak} + H \text{ H}_3\text{PO}_4) + Q \text{ loss}$$

$$(570.704,82 \text{ kJ} + 38,10 \text{ kJ}) = (541.853,84 \text{ kJ} + 351,20 \text{ kJ}) + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 28.537,87 \text{ kJ}$$

15. Tangki Degumming II (F-320)



Asumsi : $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + 5\% H_{\text{input}}$$

$$0,95 (H_{\text{minyak}} + H_{\text{H}_3\text{PO}_4} 75\% \text{ keluar tangki degumming I} + H_{\text{air keluar Heater I}} + H_{\text{CaO}} + H_{\text{reaksi}}) = (H_{\text{minyak}} + H_{\text{gum}}) \text{ keluar Degumming II}$$

Diketahui :

$H_{\text{input Degumming II (F-320)}} = H_{\text{minyak}} + H_{\text{H}_3\text{PO}_4} 75\% \text{ keluar Degumming I (F-310)} + H_{\text{air keluar Heater I (E-322)}} + H_{\text{CaO}} + H_{\text{reaksi}}$

- $H_{\text{minyak keluar degumming I}} = 542.205,05 \text{ kJ}$
- H_{CaO}

$$\int C_p dT = 41,84 (303-298) + \frac{0,0203}{2} (303^2-298^2) - (-4,52 \cdot 10^5) \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\approx 214,67 \text{ kJ/kmol}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p dT$$

$$= \frac{2,40 \text{ kg}}{56 \text{ kg / kmol}} \times 214,67 \text{ kJ/kmol} = 9,19 \text{ kJ}$$

- Panas reaksi:



$$\frac{2,80 \text{ kg}}{98 \text{ g / mol}} \quad \frac{2,40 \text{ kg}}{56 \text{ g / mol}} \quad \frac{4,42 \text{ kg}}{310 \text{ g / mol}} \quad \frac{0,77 \text{ kg}}{18,016 \text{ g / mol}}$$

$$28,53 \text{ mol} \quad 42,79 \text{ mol} \quad 14,26 \text{ mol} \quad 42,79 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -68,32 \text{ kcal/mol}^{[24]}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = -986,2 \text{ kcal/mol}^{[24]}$$

$$\Delta H_f \text{ CaO} = -151,7 \text{ kcal/mol}^{[24]}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_3\text{PO}_4 = 306,2 \text{ kcal/mol}^{[24]}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= ((42,79 \text{ mol} \times (-68,32 \text{ kcal/mol})) + (14,26 \text{ mol} \times (-986,2 \text{ kcal/mol}))) \\ &\quad - ((42,79 \text{ mol} \times (-151,7 \text{ kcal/mol})) + (28,53 \text{ mol} \times (-306,2 \text{ kcal/mol}))) \\ &= -1.763,67 \text{ kcal} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} \\ &= -7.384,13 \text{ kJ (reaksi eksotermis)} \end{aligned}$$

H air keluar Heater I (E-322) dicari setelah diketahui enthalpy keluar degumming II, dengan menggunakan persamaan Neraca Panas.

Diinginkan larutan keluar Degumming II bersuhu 343 K, maka dapat dihitung panas keluar Degumming II yang berupa minyak dan gum.

Entalpy Keluar Degumming II :**➤ MINYAK**

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Etanol

$$C_p = 159,78 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 159,78 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.672,00 \text{ kJ}$$

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.222,63 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 483.107,37 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p.dT = 278,686 (343 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 31.387,44 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 31.387,44 \text{ kJ/kmol} = 12.469,53 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 7.565,86 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p.dT = 18,2964 (343 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 3.390,40 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{85,21 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 3.390,40 \text{ kJ/kmol} = 16.035,86 \text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy minyak keluar} = 524.850,63 \text{ kJ}$$

➤ Gum

- Triglicerida

$$\int C_p.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 22,22 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 2.055,02 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 1.230,92 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg/kmol}} \times 1.230,92 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 10.297,14 \text{ KJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (343 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 3.390,40 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{55,54 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 3.390,40 \text{ kJ/kmol} = 10.451,88 \text{ kJ}$$

- $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$

$$C_p = (3 \times 6,2) + (2 \times 5,4) + (8 \times 4) \text{ kcal / kmol K}$$

$$= 61,4 \text{ kcal / kmol K} \times 4.1868 \text{ KJ / kcal}$$

$$C_p = 257,07 \text{ KJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{4,42 \text{ kg}}{310 \text{ kg/kmol}} \times 257,07 \text{ KJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K}$$

$$= 165 \text{ KJ}$$

$$\text{Total entalpy Gum keluar} = 22.969.04 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas keluar degumming II} &= H \text{ Minyak} + H \text{ Gum} \\
 &= 524.850,63 \text{ kJ} + 22.969,04 \text{ kJ} \\
 &= 547.819,66 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$0,95 H \text{ input} = H \text{ output}$$

$$0,95 (H \text{ minyak keluar tangki degumming I} + H \text{ air keluar Heater I} + H \text{ CaO} + H \text{ reaksi}) = H \text{ minyak} + H \text{ gum}$$

$$\begin{aligned}
 0,95 (542.205,05 \text{ kJ} + H \text{ air keluar Heater I} + 9,19 \text{ kJ} + 7.384,13 \text{ kJ}) &= \\
 547.819,66 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ air keluar Heater I} = 27.053,95 \text{ kJ}$$

H air keluar heater I :

Diketahui dari Neraca Massa, massa air yang dibutuhkan untuk proses degumming II = 139,05 kg

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$27.053,95 \text{ kJ} = \frac{139,05 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times \int Cp.dT$$

$$\int Cp.dT = 1.480,72 \text{ kJ/kmol}$$

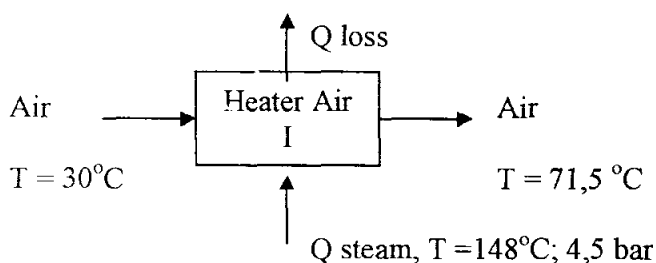
$$\begin{aligned}
 \int Cp.dT &= 18,2964 (T - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (T^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (T^3 - \\
 &298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (T^4 - 298^4)
 \end{aligned}$$

$$27.053,95 \text{ kJ/kmol} = 18,2964 (T - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (T^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(T^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (T^4 - 298^4)$$

dengan menggunakan trial didapat harga $T = 344,5 \text{ K} = 71,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Jadi suhu air keluar Heater air I = $344,5 \text{ K} = 71,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$

16. Heater Air I (E-321)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q_{steam} masuk

$Q_{\text{loss}} = 10\%$ dari Q_{steam}

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{air masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{air keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{air masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{air keluar}} + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}}$$

Diketahui :

Entalpy Masuk :

- Air

$$T_{\text{masuk}} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 18,2964 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (303^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (303^4 - 298^4) \\ &= 374,68 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{139,05 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 374,68 \text{ kJ/kmol} = 2.891,79 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Entalpy Keluar :

- Air

$$T_{\text{keluar}} = 71,5^{\circ}\text{C} = 344,5 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 18,2964 (344,5 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (344,5^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (344,5^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (344,5^4 - 298^4) \\ &= 3.505,26 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{139,05 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.505,26 \text{ kJ/kmol} = 27.053,95 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$0,9 Q \text{ steam} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$Q \text{ steam} = (27.053,95 - 2.891,79) / 0,9$$

$$Q \text{ steam} = 26.846,84 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 10\% \times 26.846,84 = 2.684,68 \text{ kJ}$$

Massa steam :

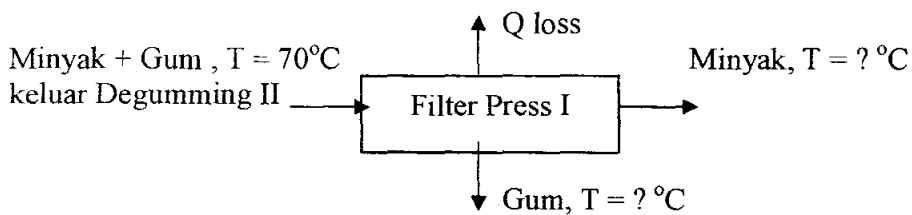
$$Q = m \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148°C adalah

2.120,45 kJ/kg

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{26.846,84 \text{ kJ}}{2.120,45 \text{ kJ/kg}} = 12,66 \text{ kg}$$

17. Filter Press I (H-323)



Asumsi : Q loss sebesar 10 % dari entalpy masuk.

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ keluar degumming II} = H \text{ minyak} + H \text{ gum} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ keluar degumming II} = H \text{ minyak} + H \text{ gum} + 10\% H \text{ keluar degumming II}$$

$$0,9 H \text{ keluar degumming II} = H \text{ minyak} + H \text{ gum}$$

Diketahui :

Entalpy Masuk Filter Press I:

Entalpy minyak masuk Filter press I (H-323) = Entalpy minyak dan gum keluar dari degumming II (F-320)

Entalpy masuk filter press = 547.819,66 kJ

$$0,9 \text{ H keluar degumming II} = \text{H minyak} + \text{H gum}$$

$$0,9 (547.819,66 \text{ kJ}) = \text{H minyak} + \text{H gum}$$

$$\text{H minyak} + \text{H gum} = 493.037,70 \text{ kJ}$$

Entalpy Keluar Filter Press I :

H total keluar = 493.037,70 kJ

T_{keluar} ditrial sampai H total keluar = 493.037,70 kJ

Trial I :

Trial : T keluar = 337 K = 64 °C

➤ **MINYAK :**

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Etanol

$$C_p = 158,58 \text{ kJ/ kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times 158,58 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K}$$

$$= 4.878,91 \text{ kJ}$$

- Triglicerida

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (64 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (64^2 - 25^2) \\ &= 19,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 79,87 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.222,63 \text{ kg} \times 79,87 \text{ kJ/kg} = 417.132,47 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (337 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (337^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (337^4 - 298^4) \\ &= 27.135,66 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 27.135,66 \text{ kJ/kmol} = 10.780,39 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K} \\ &= 6.557,08 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (337 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (337^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (337^4 - 298^4) \\ &= 2.936,17 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{85,21 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 2.936,17 \text{ kJ/kmol} = 13.887,44 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Total entalpy minyak keluar = 453.236,29 kJ

➤ GUM :

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 0,462 (64 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (64^2 - 25^2) \\ &= 19,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 79,87 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 22,22 \text{ kg} \times 79,87 \text{ kJ/kg} = 1.774,38 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Fosfatida

$$C_p = 1.230,92 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg / kmol}} \times 1.230,92 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K} \\ &= 8.924,19 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (337 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (337^2 - 298^2) + \frac{1}{3} \\ &\quad (-1,34.10^{-3}) (337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31.10^{-6} (337^4 - 298^4) \\ &= 2.936,17 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{55,54 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 2.936,17 \text{ kJ/kmol} = 9.051,58 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$

$$C_p = 257,07 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{4,42 \text{ kg}}{310 \text{ kg / kmol}} \times 257,07 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K} \\ &= 143 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total entalpy Gum keluar} = 19.893,15 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}\text{Total entalpy keluar } \textit{filter press I} &= H \text{ minyak} + H \text{ gum} \\ &= 453.236,29 \text{ kJ} + 19.893,15 \text{ kJ} \\ &= 473.129,43 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Total entalpy keluar filter press I belum mendekati 493.037,70 kJ maka dilakukan trial suhu lagi.

Trial II :

Trial : T keluar = 338,6 K = 65,6 °C

➤ MINYAK :

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Etanol

$$C_p = 158,90 \text{ kJ/kmol K}^{[10]}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg/kmol}} \times 158,90 \text{ kJ/kmol K} \times (338,6 - 298) \text{ K}$$

$$= 5.089,71 \text{ kJ}$$

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (65,6 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (65,6^2 - 25^2)$$

$$= 19,88 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 83,24 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p dT$$

$$= 5.222,63 \text{ kg} \times 83,24 \text{ kJ/kg} = 434.713,95 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p dT = 278,686 (338,6 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338,6^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (338,6^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-5} (338,6^4 - 298^4)$$

$$= 28.269,78 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 28.269,78 \text{ kJ/kmol} = 11.230,95 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (338,6 - 298) \text{ K} \\
 &= 6.826,62 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= 18,2964 (338,6 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (338,6^2 - 298^2) + \\
 &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (338,6^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (338,6^4 - 298^4) \\
 &= 3.057,48 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{85,21 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.057,48 \text{ kJ/kmol} = 14.461,21 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total entalpy minyak keluar = 472.322,45 kJ

➤ GUM :

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (65,6 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (65,6^2 - 25^2)$$

$$= 19,88 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 83,24 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 22,22 \text{ kg} \times 83,24 \text{ kJ/kg} = 1.849,17 \text{ kJ}$$

- Fosfatida

$$C_p = 1.230,92 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{139,98 \text{ kg}}{753 \text{ kg/kmol}} \times 1.230,92 \text{ kJ/kmol K} \times (338,6 - 298) \text{ K}$$

$$= 9.291,04 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p.dT = 18,2964 (338,6 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (338,6^2 - 298^2) + \frac{1}{3}$$

$$(-1,34.10^{-3}) (338,6^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31.10^{-6} (338,6^4 - 298^4)$$

$$= 3.057,48 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{55,54 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 3.057,48 \text{ kJ/kmol} = 9.425,55 \text{ kJ}$$

- $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$

$$C_p = 257,07 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{4,42 \text{ kg}}{310 \text{ kg/kmol}} \times 257,07 \text{ kJ/kmol K} \times (338,6 - 298) \text{ K}$$

$$= 148,88 \text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy Gum keluar} = 20.714,63 \text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy keluar } \textit{filter press I} = H \text{ minyak} + H \text{ gum}$$

$$= 472.322,45 \text{ kJ} + 20.714,63 \text{ kJ}$$

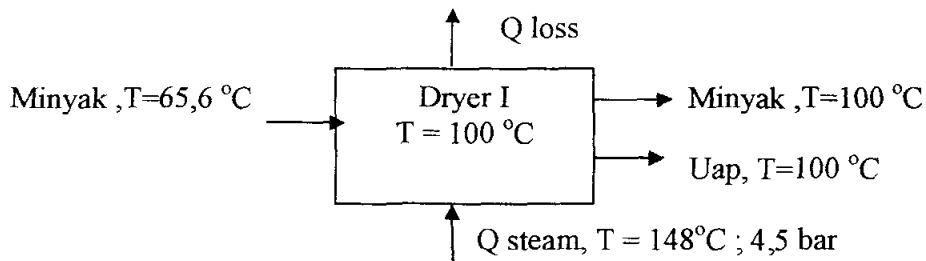
$$= 493.037,08 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar mendekati 493.037,70 maka trial suhu keluar dianggap benar

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + Q \text{ loss}$$

$$547.819,66 \text{ kJ} = 493.037,08 \text{ kJ} + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 54.782,58 \text{ kJ}$$

18. Dryer I (B-325)**Asumsi :**

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q_{steam} masuk

$Q_{\text{loss}} = 10\%$ dari Q_{steam}

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{minyak masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak keluar}} + H_{\text{uap}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{minyak masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak keluar}} + H_{\text{uap}} + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak masuk}} - (H_{\text{minyak keluar}} + H_{\text{uap}})$$

Diketahui :**Entalpy Minyak Masuk :**

Entalpy masuk Dryer I (B-325) = Entalpy minyak keluar Filter Press I (H-323)

Entalpy masuk Dryer I = 472.322,45 kJ

Entalpy Minyak dan Uap Keluar :

Titik didih air = 373 K = 100 °C

Titik didih etanol = 351,7 K = 78,7 °C

$T_{\text{keluar}} = 373 \text{ K}$

$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$

➤ MINYAK

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (100 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (100^2 - 25^2) \\ &= 37,51 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 157,04 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.222,63 \text{ kg} \times 157,04 \text{ kJ/kg} = 820.184,58 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (373 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4) \\ &= 52.942,53 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 52.942,53 \text{ kJ/kmol} = 21.032,89 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (373 - 298) \text{ K}$$

$$= 12.609,76 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p.dT = 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p.dT$$

$$= \frac{54,47 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 17.147,35 \text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy minyak keluar dryer} = 870.974,58 \text{ kJ}$$

➤ UAP :

- Etanol

$$C_p \text{ etanol (l)} = 161,52 \text{ kJ/kmol } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$\int C_p.dT = 161,52 \text{ kJ/kmol } ^\circ\text{C} \times (78,7 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 8.673,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \int C_{p_{gas}} dT &= 61,34 (100 - 25) + \frac{1}{2} 0,1572 (100^2 - 25^2) + \frac{1}{3} (-8,749 \cdot 10^{-5}) \\
 &\quad (100^3 - 25^3) + \frac{1}{4} 19,83 \cdot 10^{-9} (100^4 - 25^4) \\
 &= 5.309,16 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{vaporization}} &= 43,122 \times (1 - T_{\text{didih}} / 516,25)^{0,079} \\
 &= 43,122 \times (1 - 351,7/516,25)^{0,079} \\
 &= 39.397,67 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times (\int C_p dT + \int C_{p_{gas}} dT + H_{\text{vaporization}}) \\
 &= \frac{36,34 \text{ kg}}{46,07 \text{ kg / kmol}} \times (8.673,51 + 5.309,16 + 39.397,67) \text{ kJ/kmol} \\
 &= 42.109,26 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \\
 &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4) \\
 &= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{vaporization}} &= 52.053 \times (1 - T_{\text{didih}} / 647,13)^{0,321} \\
 &= 52.053 \times (1 - 373 / 647,13)^{0,321} = 39.509,50 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times (\int C_{p_{liq}} dT + H_{\text{vaporization}}) \\
 &= \frac{30,74 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times (5.671,42 + 39.509,50) \text{ kJ/kmol} \\
 &= 77.093,04 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total entalpy uap keluar dryer} = H_{\text{etanol}} + H_{\text{air}}$$

$$= 42.109,26\text{kJ} + 77.093,04\text{kJ} = 119.202,30\text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy keluar} = 870.974,58\text{ kJ} + 119.202,30\text{ kJ} = 990.176,88\text{ kJ}$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak masuk}} - (H_{\text{minyak keluar}} + H_{\text{uap}})$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = 472.322,45\text{ kJ} - 990.176,88\text{ kJ}$$

$$Q_{\text{steam}} = 575.393,81\text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times 575.393,81 = 57.539,38\text{ kJ}$$

Massa steam :

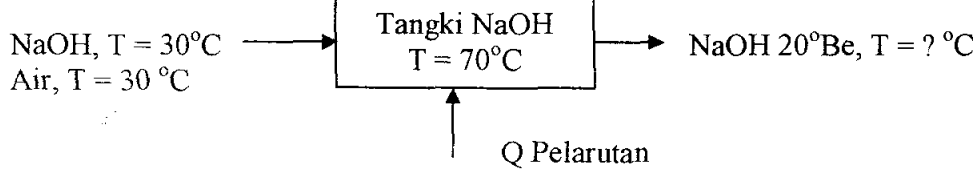
$$Q = m \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah

$$2.120,45\text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{575.393,81\text{kJ}}{2.120,45\text{kJ / kg}} = 271,35\text{ kg}$$

19. Tangki NaOH (F-333)



Asumsi : Tidak ada panas yang hilang

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ NaOH} + H \text{ Air} + Q \text{ pelarutan} = H \text{ NaOH } 20^\circ\text{Be}$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

- NaOH

$$T_{\text{masuk}} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\int C_p dT = 51,234 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,0131 (303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-2,3359 \cdot 10^{-5})$$

$$(1/303 - 1/298)$$

$$= 275,83 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p dT$$

$$= \frac{15,78 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times 275,83 \text{ kJ/kmol} = 108,81 \text{ kJ}$$

- Air

$$T_{\text{masuk}} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 18,2964 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (303^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (303^4 - 298^4) \\ &= 374,68 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{94,11 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 374,68 \text{ kJ/kmol} = 1.957,09 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Panas pelarutan

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan mol NaOH : mol air} &= \frac{15,78 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} : \frac{94,09 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1 : 13,2385 \end{aligned}$$

Dianggap NaOH : air = 1 : 20, dari *Himmelblau*, 1996 didapat panas pelarutan

$$\text{NaOH} = 42,844 \text{ kJ/gmol} = 42.844 \text{ kJ/kmol}$$

$$H = \text{mol} \times \Delta H_{\text{pelarutan}} = \frac{15,78 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times 42.844 \text{ kJ/kmol} = 16.901,34 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned} \text{Total panas masuk} &= 108,81 \text{ kJ} + 1.957,09 \text{ kJ} + 16.901,34 \text{ kJ} \\ &= 18.967,24 \text{ kJ} \end{aligned}$$

dari persamaan neraca panas dapat dihitung H larutan NaOH 20°Be

Entalpy Keluar :

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}}$$

$$H_{\text{output}} = H_{\text{larutan NaOH } 20^{\circ}\text{Be}} = 18.967,24 \text{ kJ}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\% \text{ mol NaOH} = \frac{1}{1 + 13,2385} \times 100\% = 7,0232\%$$

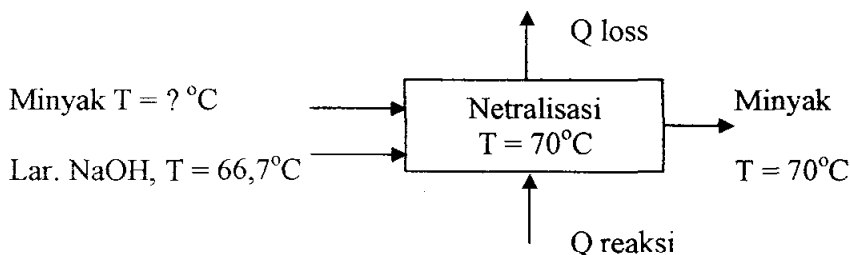
$$C_p \text{ NaOH } 7,0232\% = 0,9895 \text{ cal/kg K}^{[10]}$$

$$= 4,1427 \text{ kJ/kg K}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{keluar}} - T_{\text{ref}})$$

$$18.967,24 \text{ kJ} = (15,78 + 94,11) \text{ kg} \times 4,1427 \text{ kJ/kg K} \times (T - 298) \text{ K}$$

$$T = 339,7 \text{ K} = 66,7^{\circ}\text{C} ; \text{ Suhu larutan NaOH keluar} = 66,7^{\circ}\text{C}$$

20. Tangki Netralisasi (F-330)

Asumsi : $Q_{\text{loss}} = 10 \% H_{\text{total input}}$

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + 10\% H_{\text{input}}$$

$$0,9 (H_{\text{minyak keluar Cooler Degumming Oil}} + H_{\text{NaOH 20°Be}} + Q_{\text{reaksi}}) =$$

$$H_{\text{minyak keluar Netralisasi}}$$

Diketahui :

$H_{\text{NaOH 20°Be}}$, Q_{reaksi} dan $H_{\text{minyak keluar Netralisasi}}$ diketahui sehingga dari persamaan Neraca Panas dapat dihitung $H_{\text{minyak keluar cooler degumming oil}}$.

Entalpy Total Masuk :

$$H_{\text{masuk tangki Netralisasi (F-330)}} = H_{\text{minyak keluar Cooler Degumming Oil (E-327)}} + H_{\text{keluar tangki NaOH (F-332)}} + Q_{\text{reaksi}}$$

- $H_{\text{NaOH}} = 18.967,25 \text{ kJ}$

- $Q_{\text{reaksi}} :$

$$C_p_{\text{reaksi}} = 65 \text{ kcal/kg FFA} = 272,14 \text{ kJ/kg FFA}^{[13]}$$

$$H \text{ reaksi} = \text{massa FFA} \times C_p \text{ reaksi}$$

$$= 112,21 \text{ kg} \times 272,14 \text{ kJ/kg FFA} = 30.536,27 \text{ kJ}$$

$$\text{Entalpy total masuk} = H \text{ minyak} + H \text{ NaOH} + Q \text{ reaksi}$$

$$= H \text{ minyak} + 18.967,25 \text{ kJ} + 30.536,27 \text{ kJ}$$

$$= H \text{ minyak} + 49.503,52 \text{ kJ}$$

Entalpy Total Keluar :

Pada proses ini suhu dijaga pada 70°C sehingga minyak keluar pada suhu 343 K (70°C)

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p.dT = 0,462 (70 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70^2 - 25^2)$$

$$= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p.dT$$

$$= 5.222,63 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 483.107,37 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p.dT = 278,686 (343 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 31.387,44 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p dT$$

$$= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 31.387,4377 \text{ kJ/kmol} = 118,52 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K} = 7.565,86 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p dT = 18,2964 (343 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4)$$

$$= 3.390,40 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p dT$$

$$= \frac{155,70 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.390,40 \text{ kJ/kmol} = 29.300,59 \text{ kJ}$$

- Sabun

Sabun memiliki rumus molekul $C_{18}H_{33}O_2Na$

$$C_p = (18 \times 2,8) + (33 \times 4,3) + (6 \times 2) + 8 = 212,3 \text{ kcal/kmol K} = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{119,80 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (343 - 298) \text{ K} = 15.739,52 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total H minyak keluar} &= \text{H trigliserida} + \text{H asam lemak bebas} + \text{H unsaponifiable} \\
 &\quad + \text{H air} + \text{H sabun} \\
 &= 535.831,85 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{H total masuk} = \text{H total keluar}$$

$$\text{H minyak keluar cooler degumming oil} + 49.503,52 \text{ kJ} = 535.831,85$$

$$\text{H minyak keluar cooler degumming oil} = 514.529,96 \text{ kJ}$$

Suhu minyak keluar cooler degumming oil dicari dengan trial sampai entalpy minyak keluar cooler degumming oil 514.529,96 kJ

Trial I:

$$\text{Trial } T_{\text{masuk}} = 340 \text{ K} = 67^\circ\text{C} ; T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

- Trigliserida

$$\begin{aligned}
 \int Cp.dT &= 0,462 (67 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (67^2 - 25^2) \\
 &= 20,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 86,17 \text{ kJ/kg.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\
 &= 5.222,63 \text{ kg} \times 86,17 \text{ kJ/kg} = 450.059,90 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}
 \int Cp.dT &= 278,686 (340 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (340^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\
 &\quad (340^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (340^4 - 298^4) \\
 &= 29.259,05 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{112,21\text{kg}}{282,44\text{kg} / \text{kmol}} \times 29.259,05 \text{ kJ/kmol} = 11.623,97 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77\text{kg}}{410\text{kg} / \text{kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (340 - 298) \text{ K} = 7.061,47 \text{ kJ}$$

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 18,2964 (340 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (340^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\
 &\quad (340^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (340^4 - 298^4) \\
 &= 3.163,20 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{54,47\text{kg}}{18,016\text{kg} / \text{kmol}} \times 3.163,20 \text{ kJ/kmol} = 9.563,85 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

H total keluar cooler degumming oil = H trigliserida + H asam lemak bebas +

H unsaponifiable + H air

$$= 478.309,18 \text{ kJ}$$

Entalpy total keluar cooler degumming oil belum mendekati 514.529,96 kJ maka dilakukan trial suhu lagi.

Trial II :

Trial $T_{\text{masuk}} = 343,1 \text{ K} = 70,1 \text{ }^{\circ}\text{C}$; $T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (70,1 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (70,1^2 - 25^2) \\ &= 22,14 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,71 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.222,63 \text{ kg} \times 92,71 \text{ kJ/kg} = 484.177,91 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (343,1 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (343,1^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (343,1^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (343,1^4 - 298^4) \\ &= 31.456,34 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{112,21 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 31.456,34 \text{ kJ/kmol} = 12.496,90 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (343,1 - 298) \text{ K} = 7.582,17 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

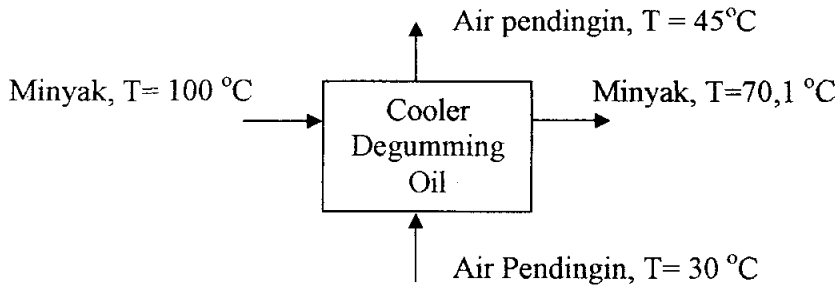
$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (343,1 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (343,1^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (343,1^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343,1^4 - 298^4) \\ &= 3.397,75 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{54,47 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.397,75 \text{ kJ/kmol} = 10.272,98 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H \text{ total keluar cooler degumming oil} &= H \text{ trigliserida} + H \text{ asam lemak bebas} + \\ &\quad H \text{ unsaponifiable} + H \text{ air} \\ &= 514.529,96 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Entalpy total keluar cooler degumming oil 514.530,01 kJ jadi suhu keluar cooler degumming oil 70,1 °C (343,1 K)

$$\begin{aligned} & (H \text{ minyak keluar Cooler Degumming Oil} + H \text{ NaOH } 20^\circ\text{Be} + Q \text{ reaksi}) = \\ & \quad H \text{ minyak keluar Netralisasi} + Q \text{ loss} \\ & (514.529,96 \text{ kJ} + 18.967,25 \text{ kJ} + 30.536,27 \text{ kJ}) = 535.831,85 + Q \text{ loss} \\ & \quad Q \text{ loss} = 28.201,63\end{aligned}$$

21. Cooler Degumming Oil (E-327)**Persamaan Neraca Panas :**

$$H \text{ minyak masuk} = H \text{ minyak keluar} + Q \text{ pendingin}$$

$$H \text{ minyak masuk} - H \text{ minyak keluar} = Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

$$H \text{ minyak keluar} - H \text{ minyak masuk} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

Diketahui :**Entalpy Minyak Masuk :**

$$H \text{ masuk Cooler Degumming Oil (E-327)} = H \text{ minyak keluar dryer I (B-324)}$$

$$H \text{ masuk Cooler Degumming Oil} = 870.974,58 \text{ kJ}$$

Entalpy Minyak Keluar :

$$H \text{ keluar Cooler Degumming Oil (E-327)} = H \text{ minyak masuk Nctralisasi (F-330)}$$

$$H \text{ keluar Cooler Degumming Oil (E-327)} = 514.529,96 \text{ kJ}$$

$$H \text{ minyak masuk} = H \text{ minyak keluar} + Q \text{ pendingin}$$

$$870.974,58 \text{ kJ} = 514.529,96 \text{ kJ} + Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = 356.444,62 \text{ kJ}$$

Massa air pendingin:

Suhu air pendingin masuk = 30 °C

Suhu air pendingin keluar = 45 °C

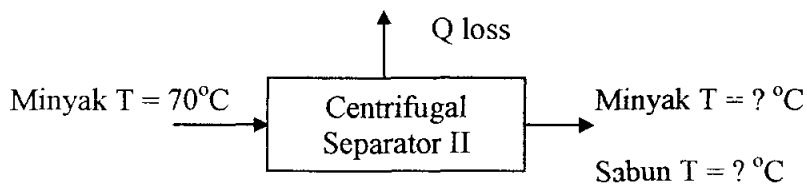
$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{(30 + 45)}{2} = 37,5^\circ \text{C}$$

Cp pada suhu rata-rata = 4,183 kJ/kg °C

$$Q = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})$$

$$\text{Massa air} = \frac{356.444,62}{4,183 \times (45 - 30)} = 5.680,84 \text{ kg}$$

22. Centrifugal Separator II (H-335)



Asumsi : Q loss sebesar 5% dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas:

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{minyak keluar tangki Netralisasi}} = (H_{\text{minyak}} + H_{\text{sabun}}) + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{minyak keluar tangki Netralisasi}} = (H_{\text{minyak}} + H_{\text{sabun}}) + 5\% H_{\text{minyak}}$$

keluar tangki Netralisasi

$$0,95 (H_{\text{minyak keluar tangki Netralisasi}}) = (H_{\text{minyak}} + H_{\text{sabun}})$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

H masuk centrifugal separator II (H-335)= H keluar tangki Netralisasi (F-330)

H masuk = 535.831,85 kJ

Dengan menggunakan persamaan Neraca Panas dapat diketahui entalpy minyak dan sabun keluar centrifugal separator II

H total keluar = $0,95 \times 535.831,85 \text{ kJ} = 509.040,26 \text{ kJ}$

T_{keluar} ditrial sampai H keluar mendekati = 509.040,26 kJ

Trial I :

Trial $T_{\text{keluar}} = 340 \text{ K} = 67^\circ \text{C}$

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 0,462 (67 - 25) + \frac{1}{2} 0,61.10^{-3} (67^2 - 25^2) \\ &= 20,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 86,17 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\ &= 5.219 \text{ kg} \times 86,17 \text{ kJ/kg} = 449.746,53 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,686 (340 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (340^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (340^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (340^4 - 298^4) \\ &= 29.259,05 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 29.259,05 \text{ kJ/kmol} = 110,48 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (340 - 298) \text{ K} \\ &= 7.061,47 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (340 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (340^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (340^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (340^4 - 298^4) \\ &= 3.163,20 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{21,20 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.163,20 \text{ kJ/kmol} = 3.722,87 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = (18 \times 2,8) + (33 \times 4,3) + (6 \times 2) + 8 = 212,3 \text{ kcal/kmol K}$$

$$= 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{1,86 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (340 - 298) \text{ K}$$

$$= 227,51 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar} = 460.868,85 \text{ kJ}$$

➤ Sabun

- Trigliserida

$$\int C_p \cdot dT = 0,462 (67 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (67^2 - 25^2)$$

$$= 20,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 86,17 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= 3,64 \text{ kg} \times 86,17 \text{ kJ/kg} = 313,37 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (340 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (340^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (340^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (340^4 - 298^4)$$

$$= 3.163,20 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{134,49 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.163,20 \text{ kJ/kmol} = 23.614,25 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{117,94 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (340 - 298) \text{ K} \\
 &= 14.462,71 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total H sabun keluar} = 38.390,33 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H keluar} = 460.868,85 + 38.390,33 \text{ kJ} = 499.259,18 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar belum mendekati 509.040,26 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

$$\text{Trial } T_{\text{keluar}} = 340,8 \text{ K} = 67,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 0,462 (67,8 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (67,8^2 - 25^2) \\
 &= 20,99 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 87,87 \text{ kJ/kg.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{massa} \times \int C_p.dT \\
 &= 5.219 \text{ kg} \times 87,87 \text{ kJ/kg} = 458.577,62 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (340,8 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (340,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (340,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (340,8^4 - 298^4) \\ &= 29.828,47 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 29.828,47 \text{ kJ/kmol} = 112,63 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ/ kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (340,8 - 298) \text{ K} \\ &= 7.196,52 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 18,2964 (340,8 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (340,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (340,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (340,8^4 - 298^4) \\ &= 3.224,02 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{21,20 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.224,02 \text{ kJ/kmol} = 3.794,45 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = (18 \times 2,8) + (33 \times 4,3) + (6 \times 2) + 8 = 212,3 \text{ kcal/kmol K}$$

$$= 888,86 \text{ kJ/kmol}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{1,86 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol} \times (340,8 - 298) \text{ K}$$

$$= 231,86 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar} = \text{H trigliserida} + \text{H asam lemak bebas} +$$

$$\text{H unsaponifiable} + \text{H air} + \text{H sabun}$$

$$= 469.913,08 \text{ kJ}$$

➤ Sabun

- Trigliserida

$$\int C_p \cdot dT = 0,462 (67,8 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (67,8^2 - 25^2)$$

$$= 20,99 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 87,87 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= 3,64 \text{ kg} \times 87,87 \text{ kJ/kg} = 319,52 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (340,8 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (340,8^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (340,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (340,8^4 - 298^4)$$

$$= 3.224,02 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{134,49 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.224,02 \text{ kJ/kmol} = 24.068,29 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{117,94 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (340,8 - 298) \text{ K} \\
 &= 14.739,33 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total H sabun keluar} &= H \text{ trigliserida} + H \text{ air} + H \text{ sabun} \\
 &= 39.127,14 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

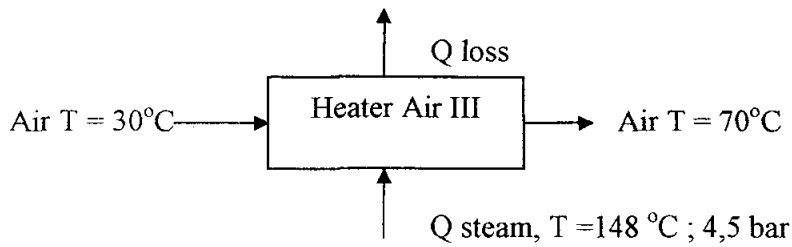
$$\begin{aligned}
 \text{Total H keluar} &= H \text{ minyak} + H \text{ sabun} \\
 &= 469.913,08 + 39.127,14 \text{ kJ} = 509.040,22 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Karena entalpy total keluar mendekati 509.040,26 kJ maka trial T_{keluar} dianggap benar. Jadi suhu minyak dan sabun keluar centrifugal separator = 67,8 °C

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + Q \text{ loss}$$

$$535.831,85 = 509.040,22 + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 26.791,63 \text{ kJ}$$

23. Heater Air II (E-342)**Asumsi :**

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q_{steam} masuk

$Q_{\text{loss}} = 10\%$ dari Q_{steam}

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{air masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{air keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{air masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{air keluar}} + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = H_{\text{air masuk}} - H_{\text{air keluar}}$$

Diketahui :**Entalpy Air Masuk :**

- Air

$$T_{\text{masuk}} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\int C_p dT = 18,2964 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (303^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(303^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (303^4 - 298^4)$$

$$= 374,68 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{477,08 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 374,68 \text{ kJ/kmol} = 9.921,78 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Entalpy Air Keluar :

- Air

$$T_{\text{keluar}} = 343 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 \int C_p.dT &= 18,2964 (343 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\
 &\quad (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (343^4 - 298^4) \\
 &= 3.390,40 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\
 &= \frac{477,08 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.390,40 \text{ kJ/kmol} = 89.780,88 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan Neraca Panas maka dapat diketahui Q steam dan Q loss

$$H_{\text{air input}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{air output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$9.921,78 + Q_{\text{steam}} = 89.780,88 + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$Q_{\text{steam}} = 88.732,33 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times 88.732,33 = 8.873,23 \text{ kJ}$$

Massa steam :

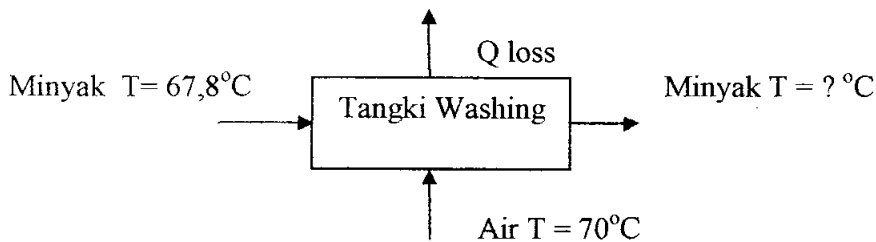
$$Q = m \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148°C adalah

2.120,45 kJ/kg

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{106.478,80 \text{ kJ}}{2.120,45 \text{ kJ/kg}} = 41,85 \text{ kg}$$

24. Tangki Washing (F-340)



Asumsi : Q loss sebesar 5% dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ input} = H \text{ output} + 5 \% H \text{ input}$$

$$0,95 H \text{ input} = H \text{ output}$$

$$0,95 (H \text{ minyak keluar centrifugal separator II} + H \text{ air keluar Heater Air II}) =$$

$$H \text{ minyak keluar Tangki Washing}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

H masuk Tangki Washing (F-340) = H minyak keluar Centifugal Separator (H-335) + H air keluar Heater Air III (E-342)

H minyak keluar Centifugal Separator = 469.913,08 kJ

H air keluar heat exchanger = 89.780,88 kJ

Total H masuk = 469.913,08 kJ + 89.780,88 kJ = 559.693,96 kJ

Entalpy Total Keluar :

0,95 H input = H output

H keluar = 0,95 x 559.693,96 kJ = 531.709,26 kJ

T_{keluar} ditrial sampai H keluar mendekati = 531.709,26 kJ

Trial I:

Trial T_{keluar} = 338 K = 65 °C

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (65 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (65^2 - 25^2)$$

$$= 19,58 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 81,97 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 81,97 \text{ kJ/kg} = 427.796,86 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,686 (338 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (338^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (338^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (338^4 - 298^4) \\ &= 27.842,90 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 27.842,90 \text{ kJ/kmol} = 105,13 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K} \\ &= 6.725,21 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (338 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (338^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (338^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (338^4 - 298^4) \\ &= 3.011,83 \text{ KJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \\ &= \frac{498,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.011,83 \text{ KJ/kmol} = 83.300,7 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{1,86 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (338 - 298) \text{ K} = 216,67 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H keluar} = 518.144,58 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar belum mendekati 531.709,26 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

$$\text{Trial } T_{\text{keluar}} = 339 \text{ K}$$

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (66 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (66^2 - 25^2)$$

$$= 20,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 84,12 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int C_p dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 84,12 \text{ kJ/kg} = 439.036,11 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int C_p dT = 278,686 (339 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (339^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(339^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (339^4 - 298^4)$$

$$= 28.568,19 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 28.568,19 \text{ kJ/kmol} = 107,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (339 - 298) \text{ K} \\
 &= 6.897,49 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= 18,2964 (339 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (339^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\
 &\quad (339^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (339^4 - 298^4) \\
 &= 3.089,38 \text{ KJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{498,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 3.089,38 \text{ KJ/kmol} = 85.445,53 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

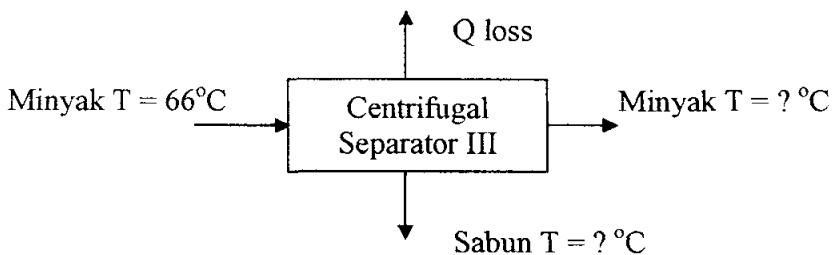
$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= \frac{1,86 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (339 - 298) \text{ K} = 222,23 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total H keluar} &= \text{H trigliserida} + \text{H asam lemak bebas} + \text{H unsaponifiable} + \text{H air} \\
 &\quad + \text{H sabun} \\
 &= 531.709,23 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Trial T_{keluar} dianggap berhasil karena total H keluar mendekati 531.709,26 kJ, jadi suhu keluar Tangki Washing = 66 °C

$$\begin{aligned}
 \text{H input} &= \text{H output} + \text{Q loss} \\
 559.693,96 &= 531.709,23 + \text{Q loss} \\
 \text{Q loss} &= 27.984,73 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

25. Centrifugal Separator III (H-344)



Asumsi : Q loss sebesar 5% dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas:

$$\text{H input} = \text{H output} + \text{Q loss}$$

$$\text{H minyak keluar Tangki Washing} = (\text{H minyak} + \text{H sabun}) + \text{Q loss}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H minyak keluar Tangki Washing} &= (\text{H minyak} + \text{H sabun}) + 5\% \text{ H minyak} \\
 &\quad \text{keluar Tangki Washing}
 \end{aligned}$$

$$0,95 (\text{H minyak keluar Tangki Washing}) = (\text{H minyak} + \text{H sabun})$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

H masuk centrifugal separator III (H-343) = H keluar Tangki Washing (F-340)

H masuk centrifugal separator III = 531.709,23 kJ

Entalpy Total Keluar :

Dari persamaan Neraca Panas dapat diketahui entalpy total keluar

0,95 H input = H output

H keluar = 0,95 x 531.709,23 kJ = 505.123,77 kJ

T_{keluar} ditrial sampai H keluar = 505.123,77 kJ

Trial I :

Trial T_{keluar} = 335 K

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (62 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (62^2 - 25^2)$$

$$= 18,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 75,7 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 75,7 \text{ kJ/kg} = 394.972,34 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 278,686 (335 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (335^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (335^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (335^4 - 298^4) \\ &= 25.722,85 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 25.722,85 \text{ kJ/kmol} = 97,13 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ / kmol K}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (335 - 298) \text{ K} \\ &= 6.220,82 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}\int C_p.dT &= 18,2964 (335 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (335^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (335^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (335^4 - 298^4) \\ &= 2.784,9 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{21,20 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 2.784,9 \text{ kJ/kmol} = 3.276,64 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (335 - 298) \text{ K}$$

$$= 28,62 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar} = 404.595,54 \text{ kJ}$$

➤ Sabun

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (335 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (335^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(335^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (335^4 - 298^4)$$

$$= 2.784,9 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{477,08 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 2.784,9 \text{ kJ/kmol} = 73.747,62 \text{ kJ}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{1,58 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (335 - 298) \text{ K}$$

$$= 171,8 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H sabun keluar} = \text{H sabun} + \text{H air} = 73.919,42 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H keluar} = \text{H minyak} + \text{H sabun}$$

$$= 404.595,54 \text{ kJ} + 73.919,42 \text{ kJ} = 478.514,96 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar belum mendekati 505.123,77 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

$$\text{Trial } T_{\text{keluar}} = 337 \text{ K}$$

➤ Minyak

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (64 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (64^2 - 25^2)$$

$$= 19,08 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 79,9 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 79,9 \text{ kJ/kg} = 417.009,54 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (337 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (337^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (337^4 - 298^4)$$

$$= 27.146,48 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg/kmol}} \times 27.146,48 \text{ kJ/kmol} = 102,50 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K}$$

$$= 6.559,65 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (337 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (337^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (337^4 - 298^4)$$

$$= 2.937,32 \text{ kJ/kmol}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{21,20 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 2.937,32 \text{ kJ/kmol} = 3.455,98 \text{ kJ}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg/kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (337 - 298) \text{ K}$$

$$= 30,18 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H minyak keluar} = 427.157,85 \text{ kJ}$$

➤ Sabun

- Air

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 18,2964 (337 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (337^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (337^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (337^4 - 298^4) \\ &= 2.937,32 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{477,08 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 2.937,32 \text{ kJ/kmol} = 77.784,10 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Sabun

$$Cp = 888,86 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= \frac{1,58 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol} \times (337 - 298) \text{ K} \\ &= 181,16 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\text{Total H sabun keluar} = 77.965,26 \text{ kJ}$$

$$\text{Total H keluar} = \text{H minyak} + \text{H sabun}$$

$$= 427.157,85 \text{ kJ} + 77.965,26 \text{ kJ} = 505.123,11 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar mendekati 505.123,77 kJ, trial suhu keluar dianggap benar.

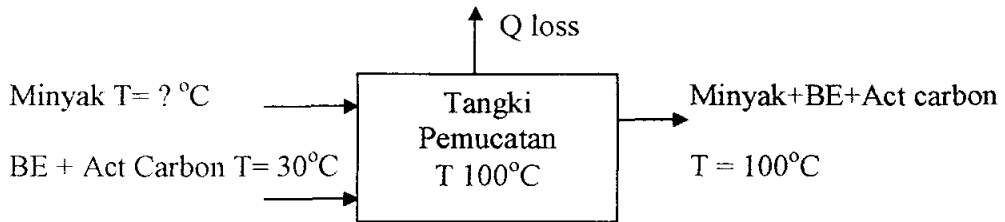
Suhu keluar centrifugal separator II = 64 °C

$$H_{\text{input}} = H_{\text{output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$531.709,23 = 505.123,11 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 26.586,12 \text{ kJ}$$

26. Tangki Bleaching (F-350)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = 10\%$ dari Entalpy total masuk

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{total input}} = H_{\text{total output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{total input}} = H_{\text{total output}} + 10\% H_{\text{total input}}$$

$$0,9 H_{\text{total input}} = H_{\text{total output}}$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

$H_{\text{masuk Tangki Bleaching (F-350)}} = H_{\text{minyak keluar Dryer II (B-345)}} + H_{\text{bleaching earth}} + H_{\text{activated Carbon}}$

- Blaching earth

$$T_{\text{masuk}} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0,224\text{ kcal/kg }^{\circ}\text{C} = 0,9378\text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C}^{[10]}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 72,05 \times 0,9378\text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C} \times (30 - 25)\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 337,84\text{ kJ}$$

- Activated Carbon

$$T_{\text{masuk}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0,168 \text{ kcal/kg }^{\circ}\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,7034 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 7,2 \times 0,7034 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C} \times (30 - 25) \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 25,34 \text{ kJ}$$

$$H_{\text{total masuk}} = H_{\text{minyak}} + H_{\text{bleaching earth}} + H_{\text{activated carbon}}$$

$$= H_{\text{minyak}} + 337,84 \text{ kJ} + 25,34 \text{ kJ}$$

Proses adsorpsi berlangsung pada suhu 100°C. Entalpy total keluar dapat dihitung. Dengan persamaan neraca panas, entalpy minyak masuk tangki bleaching dapat diketahui.

Entalpy total keluar :

Minyak dan adsorben keluar pada suhu 373 K (100°C)

➤ MINYAK

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\int C_p dT = 0,462 (100 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (100^2 - 25^2)$$

$$= 39,73 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 166,35 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 166,35 \text{ kJ/kg} = 868.159,40 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (373 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 52.942,53 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 52.942,53 \text{ kJ/kmol} = 199,90 \text{ kJ}$$

- Unsaponifiable

$$Cp = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (373 - 298) \text{ K} = 12.609,76 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int Cp.dT = 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{5,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 1.663,20 \text{ kJ}$$

- Sabun

$$C_p = 888,8576 \text{ kJ/kmol}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,8576 \text{ kJ/kmol} \times (373 - 298) \text{ K} = 58,02 \text{ kJ}$$

➤ Bleacher

- Blaching earth

$$C_p = 0,224 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 72,05 \times 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (100 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 5.067,60 \text{ kJ}$$

- Activated Carbon

$$C_p = 0,168 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 7,2 \times 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (100 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 380,07 \text{ kJ}$$

$$\text{Total entalpy keluar} = H \text{ minyak} + H \text{ bleacher} = 839.592,05 \text{ kJ}$$

$$0,95 \text{ H total input} = \text{H total output}$$

$$0,95 (\text{H minyak} + 337,84 \text{ kJ} + 25,34 \text{ kJ}) = 839.592,05 \text{ kJ}$$

$$\text{H minyak masuk bleaching} = 883.417,93 \text{ kJ}$$

Suhu minyak masuk tangki pemucat dicari dengan trial sampai entalpy minyak masuk 883.417,93 kJ

Trial I:

$$\text{Trial } T_{\text{masuk}} = 378 \text{ K} = 105 \text{ }^{\circ}\text{C} ; T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

➤ MINYAK

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned} \int Cp.dT &= 0,462 (105 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (105^2 - 25^2) \\ &= 40,13 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 168,02 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.219 \text{ kg} \times 168,02 \text{ kJ/kg} = 876.920,21 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned} \int Cp.dT &= 278,686 (378 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (378^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (378^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (378^4 - 298^4) \\ &= 56.582,69 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 56.582,69 \text{ kJ/kmol} = 213,65 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ / kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg / kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (378 - 298) \text{ K} \\
 &= 13.450,41 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) \\
 &\quad (373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4) \\
 &= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \int C_p dT \\
 &= \frac{5,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg / kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 1.663,20 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg / kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (378 - 298) \text{ K} = 61,89 \text{ kJ}$$

Total entalpy minyak keluar dryer = 892.309,36 kJ

Entalpy minyak masuk Tangki Bleaching belum mendekati 883.417,93 kJ
maka dilakukan trial suhu lagi

Trial II:

Trial $T_{\text{masuk}} = 377,2 \text{ K} = 104,2 \text{ }^{\circ}\text{C}$; $T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$

➤ MINYAK

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (104,2 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (104,2^2 - 25^2) \\ &= 39,73 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 166,35 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.219 \text{ kg} \times 166,35 \text{ kJ/kg} = 868.159,40 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (377,2 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (377,2^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) \\ &\quad (377,2^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (377,2^4 - 298^4) \\ &= 56.026,68 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 56.026,68 \text{ kJ/kmol} = 211,55 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Unsaponifiable

$$C_p = 1.193,24 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$H = \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,24 \text{ kJ/kmol K} \times (377,2 - 298) \text{ K}$$

$$= 13.322,21 \text{ kJ}$$

- Air

$$\int C_p \cdot dT = 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int C_p \cdot dT$$

$$= \frac{5,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 5.671,42 \text{ kJ/kmol} = 1.663,20 \text{ kJ}$$

- Sabun

$$C_p = 888,86 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg/kmol}} \times 888,86 \text{ kJ/kmol K} \times (377,2 - 298) \text{ K} = 61,30 \text{ kJ}$$

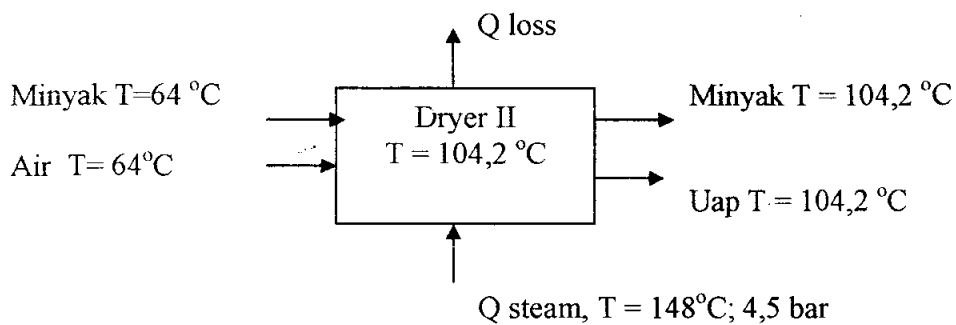
Total entalpy minyak keluar dryer = 883.417,66 kJ

Entalpy minyak masuk Tangki Bleaching mendekati 883.417,93 kJ jadi suhu masuk tangki pemucat atau suhu keluar drying II $377,2 \text{ K} = 104,2^\circ \text{C}$

$$883.417,66 \text{ kJ} + 337,84 \text{ kJ} + 25,34 \text{ kJ} = 839.592,05 \text{ kJ} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 44.188,79 \text{ kJ}$$

27. Dryer II (B-346)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q_{steam} masuk

$Q_{\text{loss}} = 10\%$ dari Q_{steam}

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{\text{total input}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{total output}} + Q_{\text{loss}}$$

$$H_{\text{total input}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{total output}} + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$H_{\text{minyak dan air keluar centrifugal separator III}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak masuk tangki pemucat}} + H_{\text{uap}} + 10\% Q_{\text{steam}}$$

$$0,9 Q_{\text{steam}} = H_{\text{minyak dan air keluar centrifugal separator III}} - (H_{\text{minyak masuk tangki pemucat}} + H_{\text{uap}})$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

Entalpy masuk *Dryer II* (B-345) = Entalpy minyak dan air keluar *Centrifugal Separator III* (H-343)

Entalpy total masuk = 427.157,85 kJ

Entalpy Total Keluar :

Entalpy keluar *Dryer II* (B-345) = Entalpy minyak masuk tangki pemucat
(F-350) + Entalpy uap air

Entalpy minyak masuk tangki pemucat (F-350) = 883.417,66 kJ

➤ UAP :

- Air

$$\int C_p.dT = 18,2964 (373 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (373^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3})$$

$$(373^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (373^4 - 298^4)$$

$$= 5.671,42 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H_{\text{vaporization}} = 52,053 \times (1 - T_{\text{didih}} / 647,13)^{0.321}$$

$$= 52,053 \times (1 - 373 / 647,13)^{0.321}$$

$$= 39.509,50 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int C_p.dT \text{ uap air} = 33,46 (377,2 - 298) + \frac{1}{2} 0,0069 (377,2^2 - 298^2) +$$

$$\frac{1}{3} (0,76 \cdot 10^{-5}) (377,2^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 3,59 \cdot 10^{-9}$$

$$(377,2^4 - 298^4)$$

$$= 2.689,34 \text{ kJ/kmol.}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \text{mol} \times \left(\int C_{p_{liq}} dT + H_{\text{vaporization}} + \int C_p dT \text{ uap air} \right) \\
 &= \frac{15,91 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times (5.671,42 + 39.509,50 + 2.689,34) \text{ kJ/kmol} \\
 &= 42.284,51 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Total entalpy uap keluar dryer = 42.284,51 kJ

Total entalpy keluar = H minyak + H uap

$$= 883.417,66 \text{ kJ} + 42.284,51 \text{ kJ} = 925.702,17 \text{ kJ}$$

$$H \text{ input} + Q \text{ steam} = H \text{ output} + Q \text{ loss}$$

$$427.157,85 + Q \text{ steam} = 925.702,17 + 10\% Q \text{ steam}$$

$$Q \text{ steam} = 553.938,13 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 10\% \times 553.938,13 \text{ kJ} = 55.393,81 \text{ kJ}$$

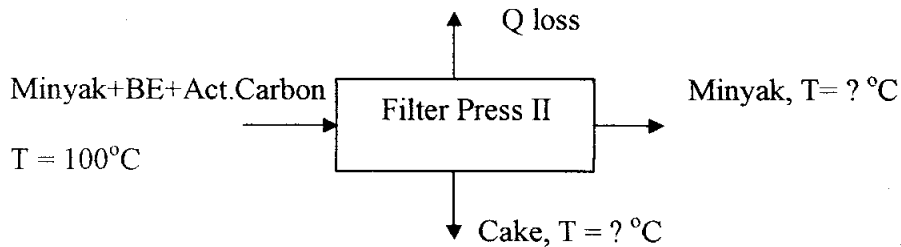
Massa steam :

$$Q = m \cdot \lambda$$

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah

2.120,45 kJ/kg

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{553.938,13 \text{ kJ}}{2.120,45 \text{ kJ/kg}} = 261,24 \text{ kg}$$

28. Filter Press II (H-353)

Asumsi : Q loss sebesar 10 % dari total entalpy input

Persamaan Neraca Panas :

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + Q \text{ loss}$$

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + 10\% H \text{ total input}$$

$$0,9 H \text{ total input} = H \text{ total output}$$

$$0,9 H \text{ total keluar tangki pemucat} = (H \text{ cake} + H \text{ minyak})$$

Diketahui :

Entalpy Total Masuk :

H masuk Filter Press II (H-353)= H keluar Tangki Bleaching (F-350)

H masuk Filter Press II = 839.592,05 kJ

Entalpy Total Keluar :

0,9 H total keluar tangki pemucat = H total output

H total keluar = 0,9 (839.592,05 kJ) = 755.632,85 kJ

T_{keluar} ditrial sampai H keluar = 755.632,85 kJ

Trial I :

Trial $T_{\text{keluar}} = 364 \text{ K} = 91^\circ\text{C}$

➤ MINYAK

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 0,462 (91 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (91^2 - 25^2) \\ &= 32,83 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 137,44 \text{ kJ/kg.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.219 \text{ kg} \times 137,44 \text{ kJ/kg} = 717.301,15 \text{ kJ}\end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned}\int Cp.dT &= 278,686 (364 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (364^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (364^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (364^4 - 298^4) \\ &= 46.424,51 \text{ kJ/kmol.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg/kmol}} \times 46.424,51 \text{ kJ/kmol} = 175,29 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Entalpy total minyak keluar = 717.476,44 kJ

➤ CAKE

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (364 - 298) \text{ K} \\ &= 11.096,59 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned} \int C_p.dT &= 18,2964 (364 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (364^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (364^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (364^4 - 298^4) \\ &= 4.985,29 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p.dT \\ &= \frac{5,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 4.985,29 \text{ kJ/kmol} = 1.461,99 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,8576 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg/kmol}} \times 888,8576 \text{ kJ/kmol K} \times (364 - 298) \text{ K} \\ &= 51,06 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Blaching earth

$$C_p = 0,224 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 72,05 \times 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (91 - 25) ^\circ\text{C} = 4.459,49 \text{ kJ}$$

- Activated Carbon

$$C_p = 0,168 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 7,2 \times 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (91 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 334,46 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total cake keluar} = 17.403,58$$

$$H \text{ total keluar Filter press} = H \text{ minyak} + H \text{ cake} = 734.880,03 \text{ kJ}$$

Total entalpy keluar belum mendekati 755.632,85 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

$$\text{Trial } T_{\text{keluar}} = 365,8 \text{ K}$$

➤ MINYAK

Komponen minyak:

- Trigliserida

$$\begin{aligned} \int Cp.dT &= 0,462 (92,8 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (92,8^2 - 25^2) \\ &= 33,75 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 141,33 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{massa} \times \int Cp.dT \\ &= 5.219 \text{ kg} \times 141,33 \text{ kJ/kg} = 737.576,39 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Asam lemak bebas

$$\begin{aligned} \int Cp.dT &= 278,686 (365,8 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (365,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3}) (365,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (365,8^4 - 298^4) \\ &= 47.718,16 \text{ kJ/kmol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int Cp.dT \\ &= \frac{1,07 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg/kmol}} \times 47.718,16 \text{ kJ/kmol} = 180,18 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Entalpy total minyak keluar} = 737.756,57 \text{ kJ}$$

➤ CAKE

- Unsaponfiable

$$C_p = 1.193,238 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{57,77 \text{ kg}}{410 \text{ kg/kmol}} \times 1.193,238 \text{ kJ/kmol K} \times (365,8 - 298) \text{ K} \\ &= 11.397,73 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Air

$$\begin{aligned} \int C_p \cdot dT &= 18,2964 (365,8 - 298) + \frac{1}{2} 0,47212 (365,8^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{1}{3} (-1,34 \cdot 10^{-3}) (365,8^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1,31 \cdot 10^{-6} (365,8^4 - 298^4) \\ &= 5.121,70 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{mol} \times \int C_p \cdot dT \\ &= \frac{5,28 \text{ kg}}{18,016 \text{ kg/kmol}} \times 5.121,70 \text{ kJ/kmol} = 1.501,99 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Sabun

$$C_p = 888,8576 \text{ kJ/kmol K}$$

$$H = \text{mol} \times C_p \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,26 \text{ kg}}{304,44 \text{ kg/kmol}} \times 888,8576 \text{ kJ/kmol K} \times (365,8 - 298) \text{ K} \\ &= 52,44 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Blaching earth

$$C_p = 0,224 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 72,05 \times 0,9378 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (92,6991 - 25) ^\circ\text{C} = 4.580,51 \text{ kJ}$$

- Activated Carbon

$$C_p = 0,168 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}^{[10]}$$

$$= 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 7,2 \times 0,7034 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \times (92,6991 - 25) ^\circ\text{C}$$

$$= 343,54 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total cake keluar} = 17.876,21$$

$$H \text{ total keluar filter press} = H \text{ minyak} + H \text{ keluar} 755.632,78 \text{ kJ}$$

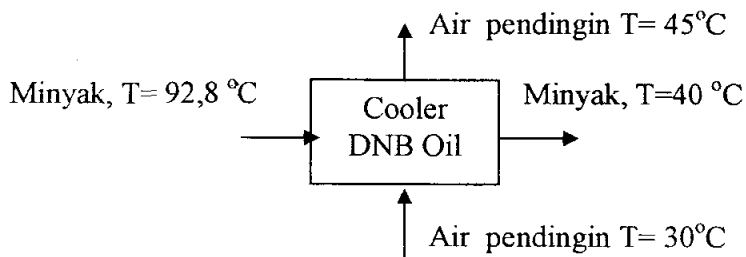
Total entalpy keluar mendekati 755.632,85 kJ maka suhu keluar dianggap benar

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + Q \text{ loss}$$

$$839.592,05 = 755.632,78 + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 83.959,27 \text{ kJ}$$

29. Cooler DNB Oil (E-362)**Persamaan Neraca Panas :**

$$H \text{ input} = H \text{ output} + Q \text{ pendingin}$$

$$H \text{ input} - H \text{ output} = Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

$$H \text{ minyak keluar filter press II} - H \text{ minyak} = H \text{ air pendingin keluar} - H \text{ air pendingin masuk}$$

Diketahui :**Entalpy Total Masuk :**

$$H \text{ masuk Cooler DNB Oil (E-362)} = H \text{ minyak keluar Filter Press II (H-353)}$$

$$H \text{ total masuk} = 737.756,57 \text{ kJ}$$

Entalpy Total Keluar :

Minyak keluar dengan suhu 313 K (40 °C)

- Trigliserida

$$\int Cp.dT = 0,462 (40 - 25) + \frac{1}{2} 0,61 \cdot 10^{-3} (40^2 - 25^2)$$

$$= 7,23 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 30,26 \text{ kJ/kg.}$$

$$H = \text{massa} \times \int Cp.dT$$

$$= 5.219 \text{ kg} \times 30,26 \text{ kJ/kg} = 157.924,63 \text{ kJ}$$

- Asam lemak bebas

$$\int Cp.dT = 278,686 (313 - 298) + \frac{1}{2} 2,5434 (313^2 - 298^2) + \frac{1}{3} (-5,44 \cdot 10^{-3})$$

$$(313^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4,92 \cdot 10^{-6} (313^4 - 298^4)$$

$$= 10.331,64 \text{ kJ/kmol.}$$

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$= \frac{1,08 \text{ kg}}{282,44 \text{ kg / kmol}} \times 10.331,64 \text{ kJ/kmol} = 39,01 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total keluar} = 157.963,64 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total input} = H \text{ total output} + Q_{\text{pendingin}}$$

$$737.756,57 \text{ kJ} = 157.963,64 \text{ kJ} + Q_{\text{pendingin}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 579.792,93 \text{ kJ}$$

Massa air pendingin:

Suhu air pendingin masuk = 30 °C

Suhu air pendingin keluar = 45 °C

$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{(30 + 45)}{2} = 37,5^\circ \text{C}$$

Cp pada suhu rata-rata = 4,183 kJ/kg °C

$$Q = \text{massa} \times C_p \times (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})$$

$$\text{Massa air} = \frac{579.792,93}{4,183 \times (45 - 30)} = 9.240,46 \text{ kg}$$

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tempat Penyimpanan Bahan Baku

Fungsi : Untuk menyimpan biji kapuk sebelum diproses.

Tipe : Bangunan gudang beratap asbes, berdinding asbes, kerangka besi dan lantai semen cor.

Data : Rate bahan untuk proses = 19.000 kg/hari

Jumlah bahan untuk = 30 hari proses

Bulk Density = 0,68 gr/cm³
= 680 kg/m³

Perhitungan : Biji kapuk yang disimpan = 19.000 kg/hari x 30 hari
= 570.000 kg

Volume biji kapuk yang disimpan = $\frac{570.000 \text{ kg}}{680 \text{ kg/m}^3}$
= 838,2353 m³

Asumsi : Tinggi tumpukan biji kapuk = 3 m.

: Tinggi gudang = 5 m

Gudang berbentuk persegi panjang dengan P = 1,25.L

Volume biji kapuk yang disimpan = P x L x T
838,2353 = 1,25L x L x 3
L = 14,9509 m

diambil lebar gudang = 20 m

P = 1,25 L

= 1,25 (20) = 25 m

Spesifikasi Ware House :

- Kapasitas : 19.000 kg/hari
- Panjang bangunan : 25 m
- Lebar bangunan : 20 m
- Luas bangunan : 500 m²
- Tinggi bangunan : 5 m
- Waktu proses : 30 hari
- Jumlah : 1 buah

2. Vibratory (H-111)

Fungsi : Memindahkan biji kapuk menuju silo dan memisahkan antara serat kapuk dengan biji kapuk.

Tipe : Vibratory conveyor tertutup dilengkapi dengan blower.

Dasar pemilihan : Dapat membantu pemisahan serat kapuk dari biji kapuknya serta sebagai alat transfer bulk raw biji kapuk

Data : Rate bahan = 19.000 kg/hari (9.500 kg/batch)

Densitas = 680 Kg/m³

Perhitungan :

Dari Ulrich halaman 71 diperoleh data sebagai berikut :

- Lebar = 0,15 – 3 m
- Panjang = 2 – 5 m
- Kapasitas maks = 0,06 m³/s

Diambil data :

- Lebar = 0,5 m (mengikuti lebar dryer)
- Panjang = 3 m
- Kapasitas = $5,7492 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ (0,4 kg/s)

$$\text{Waktu proses} = \frac{9.500 \text{ kg}}{0,4 \text{ kg/s}} = 23750 \text{ s} = 6 \text{ jam } 36 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= (0,02 \cdot \text{kapasitas})^{0,72} \times \text{panjang} \\ &= (0,02 \cdot 6,8)^{0,72} \times 3 \\ &= 0,7133 \text{ kW} \\ &= 0,9563 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Vibratory :

- Lebar = 0,5 m
- Panjang = 3 m
- Kapasitas = 0,4 kg/s
- Waktu proses = 6 jam 36 menit
- Power = 1 Hp
- Tipe = Vibratory conveyor tertutup
- Bahan = Carbon steel
- Jumlah = 1 buah

3. Blower

Fungsi : Menghisap serat kapuk dari biji kapuk.

Tipe : Axial

Dasar pemilihan : Dapat menghisap dan memisahkan serat kapuk dari biji-nya, maintenance mudah dan murah.

Perhitungan :

Blower menghisap 30 ft³/menit (0,8495 m³/menit) udara dengan tekanan 1 atm suhu 30°C.

Tekanan udara keluar blower adalah 1,1 atm^[17]

$$W_s = \frac{2,3026RT_1}{M} \log \frac{P_2}{P_1} \quad [19]$$

$$= \frac{2,3026 \times 8,314 \text{ J/mol.}^\circ \text{K} \times 303 \text{ K}}{28,97 \text{ gr/mol}} \log \frac{1,1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 8,288 \text{ kJ/kg}$$

$$\rho \text{ udara } 1 \text{ atm} = \frac{P \times BM}{R \times T} = \frac{1 \text{ atm} \times 28,97 \text{ gr/mol}}{0,082 \text{ L.atm/mol.}^\circ \text{K} \times 303 \text{ K}} = 1,1652 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ udara } 1,1 \text{ atm} = 1,1652 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1,1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 1,2817 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ average} = \frac{1,1652 + 1,2817}{2} \text{ kg/m}^3 = 1,2235 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa udara} = 1,2235 \text{ kg/m}^3 \times 0,8495 \text{ m}^3/\text{menit} = 0,0173 \text{ kg/s}$$

$$\text{Power blower} = 8,288 \text{ kJ/kg} \times 0,0173 \text{ kg/s} = 0,1436 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi blower} = 75\% \quad [17]$$

$$\text{BHP} = \frac{0,1436 \text{ kW}}{0,75} = 0,1914 \text{ kW}$$

Efisiensi motor = 80% ^[22]

Power aktual = $\frac{0,1914 \text{ kW}}{0,8} = 0,2393 \text{ kW} = 0,3209 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$

Spesifikasi Blower :

- Kapasitas = 0,8495 m³/menit
- Power = 0,5 Hp
- Tipe = Axial
- Bahan = Carbon steel
- Jumlah = 1 buah

4. Dryer (B-110)

Fungsi : Mengurangi kandungan air dalam biji kapuk.

Tipe : Direct Conditioning Cylinder

Dasar Pemilihan : Cocok untuk pengeringan biji-bijian hingga kadar air yang diinginkan dengan luas perpindahan panas yang cukup besar.

Kapasitas : 19.000 Kg/hari (9.500 kg tiap batch)

Bahan : Stainless steel

Perhitungan :

Dari neraca massa diketahui

Massa biji kapuk = 9.500 kg

Densitas = 680 kg/m³

Flowrate = 1.407,4074 kg/jam ($5,7492 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$)

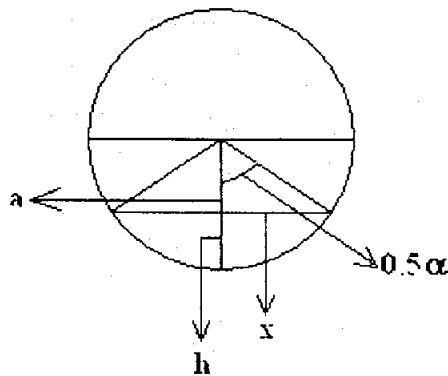
Solid mengisi dryer = 0,15 luasan tangki ^[17]

$$\text{Average velocity} = 0,02 \text{ m/s}^{[17]}$$

$$\text{Luasan yang dilewati padatan} = \frac{\text{flowrate}}{\text{avg velocity}} = 0,0288 \text{ m}^2 \text{ (luas tembereng)}$$

$$\text{Luasan dryer} = \frac{\text{Luasan yang dilewati padatan}}{0,15} = 0,192 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dryer (D)} = \sqrt{\frac{4 \times \text{luas}}{\pi}} = 0,4944 \text{ m} \approx 0,5 \text{ m}$$



$$\text{Luas segitiga} = r^2 \sin \alpha$$

$$\text{Luas tembereng} = \text{luas juring} - \text{luas segitiga}$$

$$0,0288 = \frac{\alpha}{360} \pi r^2 - \frac{1}{2} r^2 \sin \alpha$$

$$\alpha = 90,4174^\circ$$

$$a = r \cos(0,5 \alpha)$$

$$= 0,0864 \text{ m}$$

$$h = r - a$$

$$= 0,1636 \text{ m}$$

$$x = \text{tg}(0,5\alpha) \cdot a$$

$$= \text{tg}(45,2087) \cdot 0,0864$$

$$= 0,087 \text{ m}$$

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 246.200 \text{ kJ/hr (dari neraca panas)}$$

$$U = 21.800 \text{ kJ/hr.m}^2.\text{°C}^{[39]}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$|\Delta T_1| = |T_1 - T_1'| = |130 - 115| = 15^\circ \text{C}$$

$$T_1 = \text{Suhu bahan keluar (°C)}$$

$$T_1' = \text{Suhu pemanas masuk (°C)}$$

$$|\Delta T_2| = |T_2 - T_2'| = |30 - 50| = 20^\circ \text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{20 - 15}{\ln\left(\frac{20}{15}\right)} = 17,3803^\circ \text{C}$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{246.200 \text{ kJ/hr}}{21.800 \text{ kJ/hr.m}^2.\text{°C} \times 17,3803^\circ \text{C}} = 0,6498 \text{ m}^2$$

$$\text{Panjang dryer (L)} = \frac{A}{2.x} = \frac{0,6498 \text{ m}^2}{2 \times 0,087 \text{ m}} = 3,7344 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{waktu transportasi} = \frac{L}{\text{average velocity}} = \frac{4 \text{ m}}{0,02 \text{ m/s}} = 200 \text{ s} = 3,33 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{tekanan oleh solid} &= \frac{m.g}{A} = \frac{\rho.g.A.h}{A} = \rho.g.h \\ &= 2.832,4222 \text{ gr/cm.s}^2 = 0,0158 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{tekanan udara} + \text{tekanan solid} \\ &= 14,7158 \text{ psi} = 14,7158 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,2 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1,2 \times 14,7158 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 17,659 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi = Stainless steel dengan :

$$f = \text{allowable stress} = 18.750 \text{ lb/in}^2 \text{ [21]}$$

tipe sambungan = double-welded butt joint,

$$E = \text{welded-joint efficiency} = 0,8 \text{ [21]}$$

$$c = \text{corrosion allowance} = \frac{1}{8} \text{ in} = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal} &= \frac{PD}{2fE} + c \text{ [21]} \\
 &= \frac{17,659 \text{ lb/in}^2 \times 19,685 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ lb/in}^2 \times 0,8} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1366 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Putaran Dryer

Dryer bekerja pada kecepatan peripheral $V = 30\text{-}150 \text{ ft/menit}$ [30]

Diambil $V = 80 \text{ ft/menit}$

$$D = 0,5 \text{ m} = 1,6404 \text{ ft}$$

$$N = \frac{V}{\pi \cdot D} = \frac{80 \text{ ft/menit}}{\pi \cdot 1,6404 \text{ ft}} = 15,5235 \text{ rpm}$$

Dari Perry ed.3, p.832, $N \cdot D = 25\text{-}35$

$$N \times D = 15,5235 \times 1,6404 = 25,4647 \text{ (memenuhi)}$$

Slope kemiringan Dryer

Dari Perry ed.3, p.832, slope shell dryer antara $0 - 0,08 \text{ ft/ft}$, ditetapkan $0,05$

ft/ft

$$\text{tg } \alpha = 0,05 \quad ; \alpha = 2,8624^\circ$$

Perencanaan power dryer :

$$\text{Power dryer} = 0,5 D^2 - 1 D^2 \text{ hp}^{[31]}$$

Dimana D = diameter = 1,6404 ft

Effisiensi dryer antara 55 – 75 %^[32]

Diambil power dryer = $0,75 D^2$ dan effisiensi 65 %

$$\text{Power dryer} = 2,0182 \text{ hp}$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{power dryer}}{\text{efisiensi}} = \frac{2,0182}{0,65} = 3,105 \approx 3,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi Dryer :

- Tipe : Direct Conditioning Cylinder
- Fungsi : Mengurangi kandungan air dari biji kapuk
- Diameter : 0,5 m
- Panjang : 4 m
- Putaran : 15,5235 rpm
- Slope : $2,8624^\circ$
- Waktu transportasi : 3,33 menit
- Power : 3,5 hp
- Tebal : 3/16 in
- Bahan : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

5. Belt Conveyor (J-112)

Fungsi : Membawa biji kapuk dari dryer menuju ke bucket elevator.

Dasar pemilihan : Cocok untuk pengangkutan bahan dari alat satu ke alat lain yang tidak memerlukan sudut elevasi terlalu tinggi

Perhitungan :

Massa biji kapuk keluar dari dryer = 1.407,4074 kg/jam = 1,4074 ton/jam

Panjang *belt* = 3 m

Sudut elevasi = 0°

Dari Perry 7th ed, tabel 21-7 diperoleh :

- Lebar belt = 35 cm
- Kecepatan belt = 30,5 m/menit
- Kapasitas = 32 ton/jam

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{1,4074}{32} \times 30,5 \text{ m/menit} = 1,3414 \text{ m/menit}$$

$$\text{hp} = \text{kapasitas} \times H \times 0,002 \times C^{[30]}$$

$$= 1,4074 \text{ ton/jam} \times 3 \text{ m} \times 0,002 \times 1,5 = 0,0127 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%^{[22]}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0,0127}{0,8} = 0,0159 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi Belt Conveyor :

- Kapasitas = 1.407,4074 kg/jam
- Panjang belt = 3 m
- Lebar belt = 35 cm
- Kecepatan belt = 1,3414 m/menit
- Sudut elevasi = 0°
- Power = 0,5 hp
- Bahan konstruksi = Rubber dan Carbon steel
- Jumlah alat = 1 buah

6. Bucket Elevator (J-121)

Fungsi : Untuk mengangkat biji kapuk dari belt conveyor menuju tangki penyimpanan biji kapuk.

Dasar Pemilihan : Cocok untuk pengangkutan bahan dari alat yang satu ke alat yang lain dengan sudut elevasi yang cukup besar.

Perhitungan :

Tinggi elevasi = 9 m (menuju ke tangki penyimpanan biji kapuk yang terdapat di lantai 2)

Sudut elevasi (α) = 60°

Flowrate = 1.343,5659 kg/jam = 0,3732 kg/s

Dari ulrich halaman 71 didapatkan data sebagai berikut :

Lebar = 0,5 m

$$\sin \alpha = \frac{\text{tinggi elevasi}}{\text{Panjang}}$$

$$panjang = \frac{tinggi\ elevasi}{\sin \alpha} = \frac{9\ m}{\sin 60} = 10,3923\ m$$

$$power = 0,07 \times flowrate \times panjang^{0,63}$$

$$power = 0,07 \times 0,3732 \times 10,3923^{0,63} = 0,1142\ kW = 0,1531\ Hp \approx 0,5\ hp$$

Spesifikasi Bucket Elevator :

- Tinggi elevasi = 9 m
- Sudut elevasi = 60°
- Flowrate = 0,3732 kg/s
- Lebar = 0,5 m
- Panjang = 10,3923 m \approx 10,5 m
- Power = 0,5 Hp
- Bahan = Carbon steel dan rubber
- Jumlah = 1 buah

7. Tangki Penampung Biji Kapuk (F-122)

Fungsi : Menampung sementara biji kapuk yang berasal dari bucket elevator menuju hammer mill.

Tipe : Silinder tegak dengan bejana bawah berbentuk konis, bagian atas terbuka dan bagian bawah dihubungkan dengan hammer mill.

Dasar Pemilihan : Cocok untuk penampungan solid sementara.

Data : flowrate = 1.407,4074 kg/jam.

Waktu proses = 2 jam 20 menit =

Bulk density = 680 kg/m³ = 42,432 lb/cuft

Perhitungan :

Massa biji kapuk yang harus ditampung = $1.407,4074 \text{ kg/jam} \times 2,3333 \text{ jam}$

$$= 3.283,9037 \text{ kg}$$

$$= 7.239,77 \text{ lb}$$

Mencari Diameter Shell (D)

$$\text{Volume biji kapuk dalam tangki} = \frac{7.239,77 \text{ lb}}{42,432 \text{ lb/ft}^3} = 170,6205 \text{ ft}^3$$

Safety allowance 10 % ^[33]

$$\text{Maka volume tangki} = 1,1 \times 170,6205 \text{ ft}^3 = 187,6826 \text{ ft}^3$$

Digunakan silinder tegak terbuka dan bagian bawah berbentuk konis.

Perbandingan H/D = 1,5

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$187,6826 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 \times D \right) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg} 45} \right)$$

$$D = 5,2338 \text{ ft}$$

$$\text{volume shell} = \frac{\pi}{4} \times 5,2338^2 \times 1,5 \times 5,2338 = 168,9011 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume tutup bawah} = 187,6826 - 168,9011 = 18,7815 \text{ ft}^3$$

Menentukan tekanan design (Pd)

Tekanan vertikal :

$$P_B = \frac{R \times \rho}{2 \times \mu' \times K'} \times \left(1 - e^{-2 \cdot \mu' \cdot K' \cdot ZT / R}\right) \quad [18]$$

dimana :

P_B = tekanan vertikal pada dasar bejana (lb/in)²

ρ = bulk density bahan (lb/cuft)

μ' = friksi koefisien = 0,35 – 0,55, diambil 0,45

K' = ratio pressure = 0,35 – 0,60, diambil 0,50

ZT = tinggi total material (ft)

R = jari-jari (ft)

$$\begin{aligned} P_B &= \frac{2,6169 \times 42,432}{2 \times 0,45 \times 0,5} \times \left(1 - e^{-2,0,45 \cdot 0,5 \cdot 7,0576 \cdot 2,6169}\right) \\ &= 173,44 \text{ lb/ft}^2 = 1,2044 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan lateral pada tangki

$$P_L = k \times P_B$$

$$= 0,5 \times 1,2044 \text{ lb/in}^2 = 0,6022 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Tekanan total} = P_{\text{total}} = P_B + P_L$$

$$= (1,2044 + 0,6022) \text{ lb/in}^2 = 1,8066 \text{ lb/in}^2$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{total}} \quad [34]$$

$$= 1,2 \times 1,8066 \text{ lb/in}^2 = 2,168 \text{ lb/in}^2$$

Tebal silinder :

$$Ts = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - P} + C \quad [35]$$

dimana :

P = P design

f = maksimum stress yang diijinkan; lb/in²

f = 18750 lb/in² [21]

D = diameter shell; in

E = 0,8 [21]

C = faktor korosi, in = 0,125 in

$$Ts = \frac{2,168 \times 62,8056}{2 \times 18750 \times 0,8 - 2,168} + 0,125 = 0,1295 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate = 3/16" = 0,1875 in

Tebal konis :

$$Tk = \frac{P \times D}{2 \times f \times E \cos \alpha} + C$$

$$Tk = \frac{2,168 \times 62,8056}{2 \times 18750 \times 0,8 \times 0,7071} + 0,125 = 0,1314 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal plate = 3/16" = 0,1875 in

Spesifikasi Tangki Penampung Biji Kapuk :

- Kapasitas maksimum : 187,6826 ft³
- Diameter silinder : 5,2338 ft = 1,5953 m
- Diameter lubang pengeluaran : 10 in = 0,254 m
- Tinggi total : 8,3622 ft = 2,5488 m
- Tebal silinder = Tebal konis : 3/16 in = 4,7625 mm
- Bahan : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

8. Hammer mill (C-120)

Fungsi : Untuk menghancurkan biji kapuk menjadi ukuran 0,05 mm.

Dasar pemilihan : Cocok untuk penghancuran biji-bijian dengan flowrate dan kapasitas tinggi.

Data : massa biji kapuk = 18.138,14 kg/hari (3.023,02 kg tiap batch)

Perhitungan :

Kapasitas hammer mill dari Perry ed 7 halaman 20-41 berkisar antara 3.400 – 25.000 Kg/jam dengan power berkisar antara 20 – 40 hp dan ukuran rotor 24 in. Untuk memenuhi waktu operasi 15 menit maka kapasitas hammer mill yang diperlukan adalah :

$$\text{Waktu operasi} = \frac{\text{massa bahan tiap batch}}{\text{kapasitas}}$$

$$\text{Kapasitas} = \frac{3023,02 \text{ kg}}{15 \text{ menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} = 12.092,08 \text{ kg/jam}$$

Dengan kapasitas sebesar 12.092,08 kg/jam, power yang dikonsumsi adalah sebesar 28,0482 hp \approx 28,5 hp

Spesifikasi hammer mill :

Berdasarkan Perry ed 6 tabel 8-13

- Kapasitas = 12.092,08 kg/jam
- Speed = 2400 rpm
- Rotor dimension = 24 in
- Power = 28,5 Hp
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah

9. Tangki Penampung Solven (F-219)

Fungsi : Menampung etanol yang akan digunakan untuk proses.

Tipe : Silinder tegak, tutup atas berbentuk elipsoidal, bagian bawah datar.

Dasar Pemilihan : Cocok untuk penyimpanan pelarut yang volatile.

Data : Kebutuhan perhari = 153,45 kg

$$\text{Density} = 0,7307 \text{ kg/liter} = 45,6157 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

Waktu penyimpanan 14 hari

$$\text{Massa bahan dalam tangki} = 153,45 \text{ kg/hari} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 2148,3 \text{ kg} = 4736,19 \text{ lb}$$

Mencari Diameter Shell (D)

$$\text{Volume etanol dalam tangki} = \frac{4736,19 \text{ lb}}{45,615 \text{ lb/ft}^3} = 103,8297 \text{ ft}^3$$

Safety allowance 10 % ^[33]

$$\text{Maka volume tangki} = 1,1 \times 103,8297 \text{ ft}^3 = 114,2126 \text{ ft}^3$$

Digunakan tutup atas berbentuk ellipsoidal, dan bagian bawah datar

$$\text{Tinggi dish head} = 1/4 \cdot D \text{ }^{[35]}$$

$$\text{Volume dish head} = \pi \cdot D^3 / 24 \text{ }^{[35]}$$

$$T = H - (0,25 D) = 1,5 D - 0,25 D = 1,25 D$$

$$\text{maka volume shell} = \text{volume total tangki} - (\pi \cdot D^3 / 24)$$

$$= 114,2126 \text{ ft}^3 - (\pi \cdot D^3 / 24)$$

$$= 114,2126 \text{ ft}^3 - 0,13083 D^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot T = 114,2126 \text{ ft}^3 - 0,13083 D^3$$

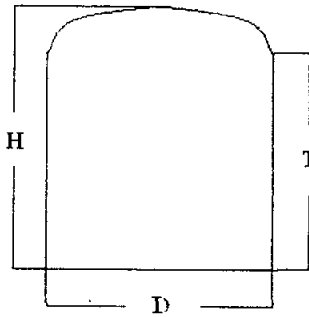
$$= 0,785 D^2 \cdot T = 114,2126 \text{ ft}^3 - 0,13083 D^3$$

H = D sampai 2D (Ulrich, 1984, hlm. 248-249), ditetapkan H = 1,5 D

$$\text{maka persamaan menjadi} = 0,785 \times D^2 \times 1,25 D = 114,2126 - 0,13083 D^3$$

$$D^3 = 102,7018 \text{ ft}^3$$

$$D = 4,683 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned}\text{Volume dish head} &= \pi \cdot D^3 / 24 = 3,14 \cdot (4,683)^3 / 24 \\ &= 13,4436 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= (\pi/4) D^2 \cdot T = \text{volume total} - \text{volume dish head} \\ &= (114,2126 - 13,4436) \text{ ft}^3 = 100,769 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Maka } T = \frac{100,769}{0,7854 \times 4,683^2} = 5,8504 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi dish head} = (1/4) D = 0,25 \times 4,683 \text{ ft} = 1,1708 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi dish head} \\ &= (5,8504 + 1,1708) \text{ ft} = 7,0212 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan tekanan design (Pd)

Untuk perhitungan tekanan tangki :

Keadaan maksimum, tinggi liquid = tinggi tangki ^[18]

$$p = \rho (g/gc) h/144$$

$$= 45,6157 \times 1 \times 7,0212/144 = 2,2241 \text{ psi}$$

$$p \text{ design} = 1,2 \times 2,2241 \text{ psi} = 2,669 \text{ psi}^{[34]}$$

Menentukan tebal head (th) dan shell (ts)

$$t_{head} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \quad [35]$$

dimana :

p = internal pressure

f = maksimum stress yang diijinkan, lb/in²

D = diameter shell

e = welded-joint efficiency

C = faktor korosi, in = 0,125 in

f = 18.750 lb/in² [21]

e = 0,85 [21]

Sehingga :

$$t_{head} = \frac{2,669 \times 56,196}{2 \times 18750 \times 0,85} + 0,125 = 0,1297 \text{ in}$$

jadi tebal head dipakai 3/16 in = 0,1875 in

Tebal shell (ts)

$$ts = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \quad [35]$$

$$ts = \frac{2,669 \times 56,196}{2 \times 18750 \times 2,669} + 0,125 = 0,1265 \text{ in}$$

dipakai tebal shell 3/16 in = 0,1875 in

Spesifikasi Tangki Penampung Solven :

- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas ellipsoidal, bawah datar.
- Kapasitas : 114,2126 ft³
- Diameter shell : 4,683 ft = 1,4274 m
- Tinggi total : 7,0212 ft = 2,1401 m
- Tebal shell & dish : 3/16 in
- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

11. Tangki Ekstraktor Berpengaduk (H-210 (a, b, c))

Perancangan tangki ekstraktor dapat dilihat pada Appendix E Tugas Khusus

12. Vibratory screen (H-211)

Fungsi : Memisahkan antara meal dan miscella yang keluar dari ekstraktor.

Tipe : Vibratory conveyor tertutup dengan screen.

Dasar pemilihan : Cocok untuk pemisahan miscella dari meal dengan waktu pemisahan yang cukup singkat.

Data : Rate bahan = 19.358,98 kg/hari (7440,87 kg/batch)

Densitas = 680 Kg/m³

Perhitungan :

Dari Ulrich halaman 223 diperoleh data sebagai berikut :

- Lebar = 0,5 – 1,5 m
- Panjang = 2 – 5 m
- Kapasitas maks = 0,06 m³/s
- Ukuran partikel yang dapat dipisahkan = 20 – 50.000 μm

Diambil data :

- Lebar = 1,5 m (Sesuai dengan lebar vibratory conveyor contactor)
- Panjang = 2 m
- Ukuran screen = 50 μm (sesuai penelitian skripsi "*kinetika ekstraksi minyak biji kapuk dengan pelarut etanol*")

Waktu proses = 15 menit

$$\text{Kapasitas} = \text{Kapasitas} = \frac{7440,87 \text{ kg}}{680 \text{ kg/m}^3 \times 900 \text{ s}} = 0,0122 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= (0,02 \cdot \text{kapasitas})^{0,72} \times \text{panjang} \\ &= (0,02 \cdot 8,2676)^{0,72} \times 2 \\ &= 0,5474 \text{ kW} \\ &= 0,7339 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Vibratory :

- Lebar = 1,5 m
- Panjang = 2 m
- Kapasitas = 8,2676 kg/s
- Waktu proses = 15 menit/batch
- Power = 1 Hp
- Ukuran screen = 50 μm
- Tipe = Vibratory conveyor tertutup dengan screen
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah

13. Tangki Penampung Miscella (F-213)

Fungsi : Menampung miscella yang berasal dari vibratory screen sebelum digunakan untuk proses selanjutnya.

Tipe : Silinder tegak, tutup atas berbentuk ellipsoidal, bagian bawah datar.

Dasar pemilihan : Harga murah, maitenance murah dan mudah

1 hari terdiri dari 6 batch

Data : kapasitas operasi = 25.286,25 kg/hari (4.214,37 kg/batch)

Density = $0,9265 \text{ kg/m}^3 = 57,8390 \text{ lb/ft}^3$

Komponen	Massa (kg)	$\rho(\text{g/ml})$	fraksi	ρ Campuran (kg/L)	ρ (kg/m ³)
Minyak	925,80	0,9265	0,22	0,7889	788,95
Etanol	3.288,57	0,7573	0,78		
Total	4.214,37		1		

Perhitungan :

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0,22}{0,9265} + \frac{0,78}{0,7573}} = 0,7889 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{campuran}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{4.214,37 \text{ kg}}{788,95 \text{ kg/m}^3} = 5,34 \text{ m}^3 = 5.341,74 \text{ L} = 188,64 \text{ ft}^3$$

Safety allowance 10% ^[33]

$$\text{Maka volume tangki} = \frac{188,64 \text{ ft}^3}{0,9} = 209,59 \text{ ft}^3$$

Digunakan tutup atas berbentuk ellipsoidal, dan bagian bawah datar

$$\text{Tinggi dish head} = 1/4 \cdot D \text{ ^[35]}$$

$$\text{Volume dish head} = \pi \cdot D^3 / 24 \text{ ^[35]}$$

$$\text{Tinggi shell} = H - (0,25 D) = 1,5 D - 0,25 D = 1,25 D$$

maka volume shell = volume total tangki – Volume dish head

$$= 209,59 \text{ ft}^3 - (\pi \cdot D^3 / 24)$$

$$= 209,59 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1/4 \pi \cdot D^2 \cdot T = 209,59 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

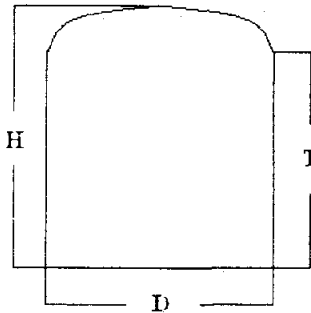
$$= 0,785 D^2 \cdot T = 209,59 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

H = D sampai 2D ^[17], ditetapkan H = 1,25 D

maka persamaan menjadi $= 0,785 \times D^2 \times 1,25 D = 209,59 - 0,13 D^3$

$$D^3 = 188,61 \text{ ft}^3$$

$$D = 5,73 \text{ ft}$$



$$\text{Volume dish head} = \pi \cdot D^3 / 24 = 3,14 \times (5,73)^3 / 24$$

$$= 24,68 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume shell} = (\pi/4) D^2 \cdot T = \text{volume total} - \text{volume dish head}$$

$$= (209,59 - 24,68) \text{ ft}^3 = 184,91 \text{ ft}^3$$

$$\text{Maka } T = \frac{184,91}{0,785 \times 5,73^2} = 7,17 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi dish head} = (1/4) D = 0,25 \times 5,73 \text{ ft} = 1,43 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = \text{tinggi shell} + \text{tinggi dish head}$$

$$= (7,17 + 1,43) \text{ ft} = 8,60 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan design (Pd)

Untuk perhitungan tekanan tangki :

Keadaan maksimum, tinggi liquid = tinggi tangki ^[18]

$$\text{Densitas campuran} = 788,95 \text{ kg/m}^3 = 49,25 \text{ lb/ft}^3$$

$$p = \rho (g/gc) h/144$$

$$= 49,25 \times 1 \times 8,60 / 144 = 2,94 \text{ psi}$$

$$p_{\text{design}} = 1,2 \times 2,94 \text{ psi} = 3,53 \text{ psi}^{[34]}$$

Menentukan tebal head (th) dan shell (ts)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C^{[35]}$$

dimana :

p = internal pressure

f = maksimum stress yang diijinkan, lb/in²

D = diameter shell

e = welded-joint efficiency

C = faktor korosi, in = 0,125 in

f = 18.750 lb/in² [21]

e = 0,85 [21]

Sehingga :

$$t_{\text{head}} = \frac{3,53 \times 68,76}{2 \times 18.750 \times 0,85} + 0,125 = 0,1326 \text{ in}$$

jadi tebal head dipakai 3/16 in = 0,1875 in

Tebal shell (t_s)

$$t_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times P} + C \quad [35]$$

$$t_s = \frac{3,53 \times 68,76}{2 \times 18.750 \times 3,53} + 0,125 = 0,1268 \text{ in}$$

dipakai tebal shell 3/16 in = 0,1875 in

Spesifikasi Tangki Penampung Miscella :

- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas ellipsoidal, bawah datar.
- Kapasitas : 209,59 ft³
- Diameter shell : 5,73 ft = 1,75 m
- Tinggi total : 8,6 ft
- Tebal shell & dish : 3/16 in
- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

14. Vibratory Conveyor Contactors (H-215)

Fungsi : Memindahkan meal menuju pengarungan, mengambil solven yang masih tersisa dalam meal.

Tipe : Vibratory conveyor tertutup

Data : Rate bahan = 19.358 kg/hari (3.226,3333 kg/batch)

Densitas = 680 Kg/m³

Perhitungan :

Dari Ulrich halaman 71 diperoleh data sebagai berikut :

- Lebar = 0,15 – 3 m
- Panjang = 2 – 5 m
- Kapasitas maks = 0,06 m³/s

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 4.468.871,148 \text{ kJ/hr (dari neraca panas)}$$

$$U = 21.800 \text{ kJ/hr.m}^2.\text{°C}^{[39]}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$|\Delta T_1| = |T_1 - T_1'| = |130 - 78,7| = 51,3^\circ\text{C}$$

$$T_1 = \text{Suhu bahan keluar (°C)}$$

$$T_1' = \text{Suhu pemanas masuk (°C)}$$

$$|\Delta T_2| = |T_2 - T_2'| = |65,7 - 78,7| = 13^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{51,3 - 13}{\ln\left(\frac{51,3}{13}\right)} = 27,9^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{4.468.871,148 \text{ kJ/hr}}{21.800 \text{ kJ/hr.m}^2.\text{°C} \times 27,9^\circ\text{C}} = 7,3475 \text{ m}^2$$

Jika panjang alat diambil = 5 m, maka lebar alat adalah :

$$A = P \times L$$

$$i = \frac{A}{P} = \frac{7,3475 \text{ m}^2}{5 \text{ m}} = 1,4695 \text{ m} \approx 1,5 \text{ m}$$

Waktu proses = 15 menit

$$\text{Kapasitas} = \frac{3.226,3333 \text{ kg}}{680 \text{ kg/m}^3 \times 900 \text{ s}} = 0,0053 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= (0,02 \cdot \text{kapasitas})^{0,72} \times \text{panjang} \\ &= (0,02 \cdot 3,5848)^{0,72} \times 5 \\ &= 0,7498 \text{ kW} = 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Vibratory :

- Lebar = 1,5 m
- Panjang = 5 m
- Kapasitas = 3,5848 kg/s
- Waktu proses = 15 menit/batch
- Power = 1 Hp
- Tipe = Vibratory conveyor tertutup
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah

15. Condenser Etanol I (E-216)

Fungsi : Mengkondensasikan uap etanol dari vibratory (J -216)

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Dasar pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar

Waktu operasi : 15 menit/batch

Banyak batch : 6 batch

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk: uap etanol} &= 6.648,54 \text{ kg/hari} = 1.108,09 \text{ kg/batch} \\ &= 2.442,88 \text{ lbm/batch} = 9.771,51 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

Dari Neraca Panas:

$$\text{Panas entalphy (Q)} = 5.685.628,16 \text{ kJ/hari} = 947.604,69 \text{ kJ/batch}$$

$$= 898.708,29 \text{ Btu/batch} = 3.594.833,16 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air} = 90.614,84 \text{ kg/hari} = 15.102,47 \text{ kg/batch}$$

$$= 33.294,69 \text{ lbm/batch} = 133.178,78 \text{ lbm/jam}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
173,7 °F	Suhu Tinggi	113 °F	60,7 °F
173,7 °F	Suhu Rendah	86 °F	87,7 °F
0 °F	Beda Suhu	27°F	-27 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{60,7 - 87,7}{\ln(160,7 / 87,7)} = 73,3^\circ\text{F}$$

$$t_a = (113 + 86) / 2 = 99,5^\circ\text{F}$$

$$T_v = 173.7^\circ\text{F}$$

Fluida panas dialirkan di dalam shell; fluida dingin di dalam tube

Untuk sistem Light organic- water; $U_D = 75\text{-}150 \text{ Btu/h ft}^2\text{F}$ (Tabel 8 Kern)

Trial: U_D pada $150 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$

Pipa yang digunakan:

- Panjang pipa (L) : 8 ft
- OD : 3/4 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in

Dari Tabel 10 Kern didapat harga a'' t (outside surface per lin ft) = 0,1963 ft^2

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{3.594.833,16 \text{ Btu/jam}}{150 (\text{Btu/jam.ft}^2\text{F}) \times 73,3^\circ\text{F}} = 326,80 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{A}{Lt \times a''t} = \frac{326,80}{8 \times 0,1963} = 208,10$$

Diambil jumlah tube yang mendekati dari Tabel 9 Kern, didapat Heater dengan spesifikasi:

Heat Exchanger Tipe: 1-2 Shell and Tube HE

- Diameter dalam shell (ID): 17¼ in
- Baffle spacing : 16 in
- Diameter luar tube (OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Panjang tube : 8 ft
- Pitch : 15/16 in triangular pitch
- Jumlah tube : 224
- Passes : 2 pass

Check harga A dan U_D :

$$A = Lt \times a''t \times Nt = 8 \times 0,1963 \times 224 = 351,77 \text{ ft}^2$$

$$U_D = Q / (A \cdot \Delta T_{LMTD})$$

$$= (3.594.833,16) / (351,77 \times 73,3) = 139,35 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan Panas :

Fluida panas: Bagian Shell

Fluida dingin: Bagian Tube

Luas Perpindahan Panas

$$a_s = ID \times C'B / 144 \text{ PT}$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10)}$$

$$= 17\frac{1}{4} \times 0,1875 \times 16 / 144 \cdot 0,9375$$

$$a_t = Nt \cdot a'_t / 144 \text{ n}$$

$$= 0,38 \text{ ft}^2$$

$$= 224 \cdot 0,302 / 144 \cdot 2$$

$$= 0,23 \text{ ft}^2$$

Loading

$$G_s = W/a_s$$

$$= 9.771,51 / 0,38$$

$$= 25.490,91 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G'' = \frac{W}{L.N_i^{2/3}}$$

$$= \frac{9.771,51}{8 \times 224^{2/3}} = 33,12$$

$$G_t = w/a_t$$

$$= 133.178,78 / 0,23$$

$$= 566.986,28 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = G_t / (3600p)$$

$$= 566.986,28 / (3600 \times 62,5)$$

$$= 2,52$$

Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_a = 99,5^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,6940 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ ft} \quad (\text{tbl. 10})$$

$$N_{\text{Ret}} = D.G_t/\mu$$

$$= \frac{0,0517 \times 566.986,28}{1,6940}$$

$$= 17.292,97$$

Faktor Heat Transfer (jH), hi, dan hio

$$\text{Asumsi } h_o = 500$$

$$h_i = 600 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F} \quad (\text{fig. 25})$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_o + h_{io}}(T_v - t_a)$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$t_w = 99,5 + \frac{500}{500 + 496}(173,7 - 99,5)$$

$$= 600 \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 136,7^\circ\text{F}$$

$$= 496 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$$

$$t_f = (T_v + t_w) / 2 = 155,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0,087 \quad (\text{table 4})$$

$$s_f = 0,79 \quad (\text{table 6})$$

$$\mu_f = 0,55 \text{ cp} \quad (\text{fig.14})$$

dari fig 12.9 didapat

$$h = h_o = 450 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{496 \times 450}{496 + 450} = 237,31 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D^*}{U_c \times U_D} = \frac{237,31 - 139,35}{237,31 \times 139,35} = 0,003 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Pressure Drop :

$$\text{Pada } T_v = 173,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{untuk } N_{re} = 17.292,97$$

$$\mu_v = 0,025 \text{ lbm/ft.jam} \quad (\text{Fig.15}) \quad f = 0,0002 \quad (\text{fig.26})$$

$$De = 0,55 / 12 = 0,0458 \text{ ft} \quad (\text{fig.28})$$

$$\begin{aligned} N_{Ret} &= De \cdot G_s / \mu_v & \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot Ln}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s} \quad (\text{Pers 7.45}) \\ &= \frac{0,0458 \times 25.490,91}{0,025} & &= \frac{0,0002 \times 566.986,28^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1} \\ &= 45.979,27 & &= 0,34 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$f = 0,0015 \quad (\text{fig 29}) \quad (V^2/2g) = 0,04 \quad (\text{fig. 27})$$

$$\text{no.of crosses, } N+1 = 12 \frac{L}{B} = 6 \quad \Delta P_r = (4n/s)(V^2/2g) \quad (\text{Pers 7.46})$$

$$s_{\text{etanol}} = \rho / 62,5 = 0,0032 \quad = (4 \times 2 / 1)(0,04) = 0,32 \text{ psi}$$

$$D_s = 17\frac{1}{4} / 12 = 1,44 \text{ ft}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_{e,s}} \quad (\text{Pers 12.47}) &= 0,34 + 0,32 = 0,66 \text{ psi} \\ &= \frac{1}{2} \frac{0,0015 \times 25.490,91^2 \times 1,44 \times 6}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,0032} \\ &= 0,55 \text{ psi} \end{aligned}$$

Spesifikasi Condensor Etanol I :

- Jenis alat : 1-2 Shell and Tube HE
- Diameter dalam shell (ID): 17¼ in
- Baffle spacing : 16 in
- Diameter luar tube (OD) : ¾ in, 16 BWG
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 224
- Passes : 2 pass
- Pipa yang digunakan:
 - Panjang pipa (L) : 8 ft
 - OD : ¾ in
 - BWG : 16
 - ID : 0,62 in
- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 15 menit

16. Centrifugal Separator I (H-221)

Fungsi : Untuk memisahkan minyak dengan solven

Tipe : Tubular Bowl Centrifuges

Dasar pemilihan : Biasa digunakan dalam industri makanan, sesuai dengan kapasitas yang digunakan

Larutan masuk centrifuge I terdiri dari :

Komponen	Massa (kg)	X	ρ (lb/ft ³)
Crude oil	925,80	0,22	57,84
Etanol	3.288,57	0,78	45,62
Total	4.214,37		

Massa total = 4.214,37 kg = 9.291,09 lb

Densitas cairan = ρ campuran = 47,84 lb/ft³

Volume bahan = $\frac{9.291,09 \text{ lb}}{47,84 \text{ lb/ft}^3} = 194,21 \text{ ft}^3$

Waktu proses = $\frac{194,21 \text{ ft}^3}{26,7361 \text{ ft}^3/\text{menit}} = 7,26 \text{ menit}$

Dari tabel 18-12, Perry 7 ed, p. 18-112 didapatkan :

$n = 4000 \text{ rpm}$

$D_i = 24 \text{ in}$

Power motor = 7,5 Hp

Spesifikasi alat :

- Kapasitas = 200 gal/mnt = 26,74 ft³/menit
- Jenis = Tubular Bowl Centrifuges
- Diameter bowl = 24 in
- Kecepatan putaran = 4.000 rpm

- Power motor = 7,5 Hp
- Bahan = stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 7,26 menit

17. Condensor Etanol II (E - 222)

Fungsi : Mengkondensasikan uap etanol dari evaporator (V-220)

Tipe : Double pipe Heat Exchanger

Dasar pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang kecil

Waktu operasi : 120 menit

Dari Neraca Massa :

Bahan masuk: uap etanol = 358,29 kg/hari = 59,71 kg/batch
= 65,82 lb/jam

Dari Neraca Panas:

Q pendingin = 306.395,61 kJ/batch = 25.532,97 kJ/jam
= 24.215,47 Btu/jam

Kebutuhan air = 4.883,19 kg/hari = 813,86 kg/batch
= 1.794,23 lb/batch = 897,12 lbm/jam

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
173,7 °F 173,7 °F	Suhu Tinggi Suhu Rendah	113 °F 86 °F	60,7 °F 87,7 °F
0 °F	Beda Suhu	27°F	-27 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{60,7 - 87,7}{\ln(60,7 / 87,7)} = 73,3 \text{ °F}$$

$$t_{av} = (113+86)/2 = 99,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{av} = 173,7 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida panas dialirkan di dalam annulus; fluida dingin di dalam pipe

Digunakan pipa luar 2 in, pipa dalam 1¼ inch OD

Fluida panas : steam	Fluida dingin : air
Annulus side	Pipe side
Luas perpindahan panas : $D_2 = 2,067 / 12 = 0,17 \text{ ft}$ $D_1 = 1,66 / 12 = 0,14 \text{ ft}$ $A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$ $= \pi (0,17^2 - 0,14^2) / 4$ $= 0,0083 \text{ ft}^2$ $\text{equiv diameter } (D_e) = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ $D_e = (0,17^2 - 0,14^2) / 0,14$ $= 0,0761 \text{ ft}$ mass velocity $G_a = \frac{W}{a_a} = \frac{65,82 \text{ lb / jam}}{0,0083 \text{ ft}^2}$ $= 7.956 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $T_{av} = 173,7 \text{ }^{\circ}\text{F}$</p> $\mu = 0,45 \text{ cp}$ $= 0,45 \times 2,42$ $= 1,09 \text{ lb/jam.ft}$	$D = 1,38 / 12 = 0,115 \text{ ft}$ $A_p = \pi D^2 / 4$ $= \pi 0,12^2 / 4 = 0,0104 \text{ ft}^2$ $G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{897,12}{0,0104}$ $= 86.370,13 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $t_{av} = 99,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$</p> $\mu = 0,72 \text{ cp}$ $= 0,72 \times 2,42$ $= 1,74 \text{ lb/jam.ft}$

$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0,0761 \times 7.956}{1,09}$ $= 556,33$ <p>$J_H = 1,8$ (Kern, Fig 24)</p> <p>pada $T_{av} = 173,7^\circ F$</p> <p>$k = 0,1273$ Btu/jam.ft.$^\circ F$</p> <p>$C_p = 0,84$ Btu/lb $^\circ F$</p> $h_o = 1,8 \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 1,8 \frac{0,1273}{0,0761} \left(\frac{0,84 \times 1,089}{0,1273} \right)^{1/3}$ $= 5,81 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$	$Re_p = \frac{D \times Gp}{\mu}$ $= \frac{0,115 \times 86.370,13}{1,74}$ $= 5.700,51$ <p>$J_H = 20$ (Kern, Fig 24)</p> <p>pada $t_{av} = 99,5^\circ F$</p> <p>$k = 0,3623$ Btu/jam.ft.$^\circ F$</p> <p>$C_p = 1$ Btu/lb $^\circ F$</p> $h_i = 20 \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 20 \frac{0,3623}{0,115} \left(\frac{1 \times 1,7424}{0,3623} \right)^{1/3}$ $= 106,22 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 106,22 \times \frac{1,38}{1,66} = 88,30$
--	---

Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{88,30 \times 5,81}{88,30 + 5,81} = 5,45 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$R_d = 0,002$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{5,45} + 0,002$$

$$U_D = 5,39 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Luas yang dibutuhkan :

$$Q = U_D A \Delta t \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = \frac{24.215,47 \text{ Btu / jam}}{5,39 \text{ Btu / jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 73,3^\circ\text{F}} = 61,22 \text{ ft}^2$$

dari table 11 untuk $1\frac{1}{4}$ in = 0,435 ft/ft panjang

panjang yang dibutuhkan = $61,22 / 0,435 = 140,7 \text{ ft} \sim$ digunakan 6 buah

hairpins dengan panjang 12 ft (144 ft)

luas sebenarnya = $144 \times 0,435 = 62,64 \text{ ft}^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t} = \frac{24.215,47 \text{ Btu / jam}}{62,64 \text{ ft}^2 \times 73,3^\circ\text{F}} = 5,27 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{5,45 - 5,27}{5,45 \times 5,27} = 0,0063$$

Pressure Drop

Annulus side (uap etanol)	Pipe side (air)
$D_e' = (D_2 - D_1) = 0,17 - 0,14$ $= 0,034 \text{ ft}$	untuk $Re_p = 5.700,51$
$Re_a = \frac{De' Ga}{\mu} = \frac{0,034 \times 7.956}{1,089}$ $= 247,79$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{5.700,51^{0,42}}$ $= 0,0105$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{247,79^{0,42}} = 0,0296$	$\rho = 62,5 \text{ lb/ft}^3$

<p>Mol wt etanol = 46,1</p> $\rho = \frac{46,1}{359 \times (633,7/492) \times (14,7/269,4)}$ $= 0,1994 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta Fa = \frac{1}{2} \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g\rho^2 \cdot D_e}$ $= \frac{1}{2} \frac{4 \times 0,0296 \times 7.956^2 \times 144}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,1994^2 \times 0,034}$ $= 956,11 \text{ ft}$ $V = G/(3600\rho) = 11,08$ $Fl = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 3 \left(\frac{11,08^2}{2 \times 32,2} \right)$ $= 5,72 \text{ ft}$ $\Delta Pa = \frac{(956,11 + 5,72)0,1994}{144}$ $= 0,67 \text{ psi}$	$\Delta Fp = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g\rho^2 \cdot D}$ $= \frac{4 \times 0,0105 \times 86.370,13^2 \times 144}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 62,5^2 \times 0,115}$ $= 0,12 \text{ ft}$ $\Delta Pa = \frac{(0,12)62,5}{144}$ $= 0,05 \text{ psi}$
---	---

Spesifikasi Condensor Etanol II :

- Jenis alat : Double Pipe Heat Exchanger
- Panjang pipa : 12 ft
- Pipa yang digunakan :

Annulus :

- Nominal pipe size : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in

Pipe:

- Nominal pipe size : 1¼ in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Jumlah hairpins : 6 hairpins
- Bahan : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 120 menit

18. Tangki Penampung Crude Oil (F – 213)

Fungsi : Menampung miscella yang berasal dari evaporator sebelum digunakan untuk proses selanjutnya.

Tipe : Silinder tegak, tutup atas berbentuk ellipsoidal, bagian bawah datar.

Dasar pemilihan : Harga murah, maitenance murah dan mudah

Data : kapasitas operasi = 5.591,15 kg/hari = 2.795,58 kg/batch

Density = 0,9265 kg/m³ = 57,8390 lb/ft³

Perhitungan :

Mencari Diameter Shell (D)

$$\text{Volume miscella dalam tangki} = \frac{6163,20 \text{ lb}}{57,8390 \text{ lb/ft}^3} = 106,56 \text{ ft}^3$$

Safety allowance 10% ^[33]

$$\text{Maka volume tangki} = 1,1 \times 106,56 \text{ ft}^3 = 117,21 \text{ ft}^3$$

Digunakan tutup atas berbentuk ellipsoidal, dan bagian bawah datar

$$\text{Tinggi dish head} = 1/4 \cdot D \text{ }^{[35]}$$

$$\text{Volume dish head} = \pi \cdot D^3 / 24 \text{ }^{[35]}$$

$$T = H - (0,25 D) = 1,5 D - 0,25 D = 1,25 D$$

$$\text{maka volume shell} = \text{volume total tangki} - (\pi \cdot D^3 / 24)$$

$$= 117,21 \text{ ft}^3 - (\pi \cdot D^3 / 24)$$

$$= 117,21 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot T = 117,21 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

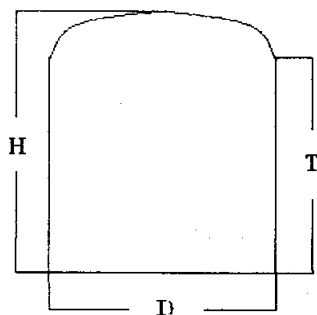
$$= 0,785 D^2 \cdot T = 117,21 \text{ ft}^3 - 0,13 D^3$$

$$H = D \text{ sampai } 2D \text{ }^{[17]}, \text{ ditetapkan } H = 1,5 D$$

$$\text{maka persamaan menjadi} = 0,785 \times D^2 \times 1,25 D = 117,21 - 0,13 D^3$$

$$D^3 = 105,40 \text{ ft}^3$$

$$D = 4,72 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned}\text{Volume dish head} &= \pi \cdot D^3 / 24 = 3,14 \cdot (4,72)^3 / 24 \\ &= 13,80 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= (\pi/4) D^2 \cdot T = \text{volume total} - \text{volume dish head} \\ &= (117,21 - 13,80) \text{ ft}^3 = 131,01 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Maka } T = \frac{131,01}{0,78 \times 4,72^2} = 7,48 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi dish head} = (1/4) D = 0,25 \times 4,72 \text{ ft} = 1,18 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi dish head} \\ &= (7,48 + 1,18) \text{ ft} = 8,66 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan tekanan design (Pd)

Untuk perhitungan tekanan tangki :

Keadaan maksimum, tinggi liquid = tinggi tangki ^[18]

$$p = \rho \text{ (g/gc) } h / 144$$

$$= 57,8390 \times 1 \times 8,66 / 144 = 3,48 \text{ psi}$$

$$p \text{ design} = 1,2 \times 3,48 \text{ psi} = 4,17 \text{ psi} \text{ }^{[34]}$$

Menentukan tebal head (th) dan shell (ts)

$$t_{head} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \quad [35]$$

dimana :

p = internal pressure

f = maksimum stress yang diijinkan, lb/in²

D = diameter shell

e = welded-joint efficiency

C = faktor korosi, in = 0,125 in

f = 18.750 lb/in² [21]

e = 0,85 [21]

Sehingga :

$$t_{head} = \frac{4,17 \times 56,68}{2 \times 18.750 \times 0,85} + 0,125 = 0,13 \text{ in}$$

jadi tebal head dipakai 3/16 in = 0,1875 in

Tebal shell (t_s)

$$t_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times P} + C \quad [35]$$

$$t_s = \frac{4,17 \times 56,68}{2 \times 18.750 \times 4,17} + 0,125 = 0,13 \text{ in}$$

dipakai tebal shell 3/16 in = 0,1875 in

Spesifikasi Tangki Penampung Miscella :

- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas ellipsoidal, bawah datar.
- Kapasitas : 117,21 ft³
- Diameter shell : 4,17 ft = 1,44 m
- Tinggi total : 8,66 ft
- Tebal shell & dish : 3/16 in
- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

19. Tangki Degumming I (F-310)

Fungsi : Untuk melakukan proses degumming tahap pertama.

Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.

Dasar pemilihan : Cocok untuk menjalankan proses degumming yang melibatkan asam

Kapasitas : 5.594,88 Kg/hari = 2.797,44 kg/batch

Diketahui :

- Komponen = minyak, etanol dan H₃PO₄
- Densitas minyak = 0,9265 Kg/L
- Massa minyak = 2.777,40 Kg
- Massa etanol = 18,17 Kg
- Densitas etanol = 0,76 Kg/L
- Massa H₃PO₄ = 1,86 Kg
- Densitas H₃PO₄ = 1,54 Kg/L

Perhitungan :

$$\text{Volume minyak} = \frac{\text{massa minyak}}{\text{densitas minyak}}$$

$$\text{Volume minyak} = \frac{2.777,40 \text{ kg}}{0,9265 \text{ kg/L}} = 2.997,74 \text{ L}$$

$$\text{Volume etanol} = \frac{\text{massa etanol}}{\text{densitas etanol}}$$

$$\text{Volume etanol} = \frac{18,17 \text{ kg}}{0,7573 \text{ kg/L}}$$

$$\text{Volume etanol} = 23,99$$

$$\text{Volume H}_3\text{PO}_4 = \frac{\text{massa H}_3\text{PO}_4}{\text{densitas H}_3\text{PO}_4}$$

$$\text{Volume H}_3\text{PO}_4 = \frac{1,86 \text{ kg}}{1,544 \text{ kg/L}}$$

$$\text{Volume H}_3\text{PO}_4 = 1,21 \text{ L}$$

$$\text{Volume total} = \text{volume (minyak + etanol + H}_3\text{PO}_4)$$

$$\text{Volume total} = 2.997,74 \text{ L} + 23,99 \text{ L} + 1,21 \text{ L}$$

$$\text{Volume total} = 3.022,94 \text{ L}$$

volume ruang kosong adalah 20 % dari volume tangki, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 3.022,94 \text{ L}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 3.778,67 \text{ L} \\
 &= 3,79 \text{ m}^3 \\
 &= 133,44 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,78 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,44 \text{ m} = 4,73 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan L/D} = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,44 = 2,16 \text{ m} = 7,1 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$133,44 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 4,48 \text{ ft} = 1,37 \text{ m}$$

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 4,48^2 \times 8 \right) = 126,16 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 4,48^3 = 0,0044 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131 D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 4,48^3}{\text{tg } 45} = 7,28 \text{ ft}^3 = 0,21 \text{ L}$$

Dengan :	tekanan	= 14,69 lb/in ²
	Diameter	= 4,48 ft = 53,77 in (Rc)
	F	= 18.750 lb/in ²
	C	= 0,125 in
	E	= 0,85

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 53,77}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 53,77}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup atas} = 0,17 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 53,77}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos(\frac{45}{2})} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,125 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Volume liquid di silinder = volume total liquid – volume tutup bawah

$$\text{Volume liquid di silinder} = (3.022,94/1000) - 0,21$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,82 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,82}{\pi \times 1,37^2} = 1,92 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sg \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,9265 \times 1,92}{1,37} = 1,3 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 :

Diameter impeller (D_a) = 0.3 diameter tangki

$$D_a = 0,3 \times 1,37 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 1,37 \times 0,1 = 0,14 \text{ ft}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 1,37 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 40 rpm ^[36]

$$N_{Re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: Da = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(40/60) \text{ putaran/dtk} \times 0,41^2 \text{ m}^2 \times 925,40 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 6.904,97$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$P = 0,9 \times 925,40 \times (40/60)^3 \times 0,41^5$$

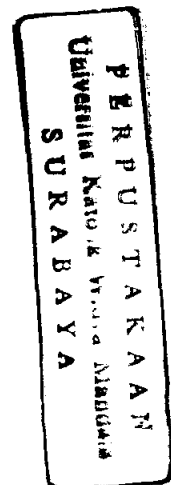
$$P = 2,85 \text{ W} = 0,0028 \text{ Kw} = 0,0038 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %

$$Hp = \frac{0,0038}{0,80} = 0,0047 \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = 0,0095 Hp ~ 0,25 Hp

(power untuk pengaduk paling kecil 0,25 Hp)



Spesifikasi Tangki Degumming I :

- Kapasitas = 133,44 ft³
- Diameter = 4,48 ft = 1,37 m
- Tinggi = 8 ft = 2,44 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 20 menit

20. Tangki H₃PO₄ (F-312)

Fungsi : Untuk menampung larutan H₃PO₄.

Tipe : Tangki vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk flat

Dasar pemilihan : Harga murah dan maintenance mudah.

Kapasitas : 44,73 Kg

Diketahui :

- Komponen = larutan H₃PO₄
- Massa H₃PO₄ = 44,73 Kg
- Densitas H₃PO₄ = 1,572 Kg/L

Perhitungan :

Tangki H_3PO_4 untuk menampung larutan H_3PO_4 selama 1 bulan. Dalam 1 bulan bekerja selama 24 hari. Massa H_3PO_4 yang dibutuhkan per hari 1,86 kg.

$$\text{Massa } \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ selama 1 bulan} = 1,86 \text{ kg} \times 24 = 44,73 \text{ kg}$$

$$\text{Volume } \text{H}_3\text{PO}_4 = \frac{\text{massa } \text{H}_3\text{PO}_4}{\text{densitas } \text{H}_3\text{PO}_4}$$

$$\text{Volume } \text{H}_3\text{PO}_4 = \frac{44,73 \text{ Kg}}{1,572 \text{ Kg/L}} = 28,45 \text{ L}$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume } \text{H}_3\text{PO}_4$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 28,45 \text{ L}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 34,14 \text{ L} \\ &= 0,0341 \text{ m}^3 \\ &= 1,21 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(1,5 \times \frac{\pi}{4}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{0,0341 \text{ m}^3}{\left(1,5 \times \frac{\pi}{4}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 0,31 \text{ m} = 1,01 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan } L/D = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 0,31 = 0,46 \text{ m} = 1,51 \text{ ft } (\sim 1,5 \text{ ft})$$

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right)$$

$$1,21 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 \text{ ft} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 1,01 \text{ ft}$$

Dengan :	tekanan	= 14,69 lb/in ²
	Diameter	= 1,01 ft = 12,09 in (Rc)
	F	= 18.750 lb/in ²
	C	= 0,125 in
	E	= 0,85

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 12,09}{2 \times (18\,750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,13 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi Tangki H₃PO₄ :

- Kapasitas = 1,21 ft³
- Diameter = 1,01 ft = 0,31 m
- Tinggi = 1,5 ft = 0,46 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk flat
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah

23. Heater Air I (E – 322)

Fungsi : memanaskan air dari suhu 30°C menjadi 71,5 °C

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : cocok untuk luas perpindahan panas yang kecil

Waktu proses : 2 menit

Bahan masuk: air = 139,05 kg/hari = 69,52 kg/batch

$$= 153,27 \text{ lbm/batch} = 4.598,19 \text{ lb/jam}$$

Dari Neraca Panas:

Panas saturated (Q_{Steam}) = 26.846,84 kJ/batch = 13.423,42 kJ/batch

$$= 12.730,77 \text{ Btu/batch}$$

Kebutuhan steam = 12,66 kg/hari = 6,33 kg/batch = 13,96 lb/batch

$$= 418,68 \text{ lb/jam}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
298,4 °F	Suhu Tinggi	162,5 °F	135,9 °F
298,4 °F	Suhu Rendah	86 °F	212,4 °F
0 °F	Beda Suhu	76,5 °F	-76,5 °F

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{135,9 - 212,4}{\ln(135,9 / 212,4)} = 171,3 \text{ °F}$$

$$t_a = (162,5 + 86) / 2 = 124,2 \text{ °F}$$

$$T_v = 298,4 \text{ °F}$$

Fluida dingin dialirkan di dalam annulus; fluida panas di dalam pipe

Digunakan pipa luar 2 in, pipa dalam 1¼ inch OD

Fluida panas : steam Annulus side	Fluida dingin : air Pipe side
Luas perpindahan panas : $D_2 = 2,067 / 12 = 0,17 \text{ ft}$ $D_1 = 1,66 / 12 = 0,14 \text{ ft}$ $A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$ $= \pi (0,17^2 - 0,14^2) / 4$ $= 0,0083 \text{ ft}^2$ $\text{equiv diameter } (D_e) = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ $D_e = (0,17^2 - 0,14^2) / 0,14$ $= 0,08 \text{ ft}$ mass velocity $G_a = \frac{W}{a_s} = \frac{4.598,19 \text{ lb / jam}}{0,0083 \text{ ft}^2}$ $= 555.783,71 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $t_a = 124,24 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,6 \text{ cp}$ $= 0,6 \times 2,42$ $= 1,45 \text{ lb/jam.ft}$	$D = 1,38 / 12 = 0,12 \text{ ft}$ $A_p = \pi D^2 / 4$ $= \pi 0,12^2 / 4 = 0,0104 \text{ ft}^2$ $G_p = \frac{W}{a_i} = \frac{418,68}{0,0104}$ $= 40.308,64 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $T_v = 298,4 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,01 \text{ cp}$ $= 0,01 \times 2,42$ $= 0,03 \text{ lb/jam.ft}$

$\text{Re}_t = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0,08 \times 555.783,71}{1,45}$ $= 29.147,66$ <p>$J_H = 85$ (Kern, Fig 28)</p> <p>pada ta = 124,2 °F</p> <p>$k = 0,37 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$</p> <p>$C_p = 1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$</p> $h_o = J_H \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 85 \frac{0,37}{0,08} \left(\frac{1 \times 1,45}{0,37} \right)^{1/3}$ $= 655,79 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$	$\text{Re}_p = \frac{D \times Gp}{\mu}$ $= \frac{0,12 \times 40.308,64}{0,03}$ $= 141.888,40$ <p>hio untuk kondensat</p> $= 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$
---	---

Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 655,79}{1.500 + 655,79} = 456,30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,002$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{456,30} + 0,002$$

$$U_D = 238,58 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas yang dibutuhkan :

$$Q = U_D A \Delta t \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = \frac{12.730,77 \text{ btu} / \text{batch} \times 1 \text{ batch} / 0,03 \text{ jam}}{238,58 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 171,32^\circ\text{F}} = 9,34 \text{ ft}^2$$

dari table 11 untuk $1\frac{1}{4}$ in = 0,435 ft²/ft panjang

panjang yang dibutuhkan = $9,34 / 0,435 = 21,4$ ft ~ digunakan 1 buah hairpins

dengan panjang 24 ft

$$\text{luas sebenarnya} = 24 \times 0,435 = 10,44 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{381.923,13 \text{ btu} / \text{jam}}{10,44 \text{ ft}^2 \times 171,3^\circ\text{F}} = 213,53 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Rd} = \frac{456,30 - 213,53}{456,30 \times 213,53} = 0,002$$

Pressure Drop

Annulus side (air)	Pipe side (steam)
$D_e = (D_2 - D_1) = 0,17 - 0,14$ $= 0,034 \text{ ft}$	untuk $\text{Re}_p = 141.888,40$
$\text{Re}_a = \frac{D_e' G_a}{\mu} = \frac{0,034 \times 555.783,71}{1,45}$ $= 12.982,32$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{141.888,40^{0,42}}$ $= 0,01$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{12.982,32^{0,42}} = 0,01$	specific volume steam dari table 7
$\rho = 62,5 \text{ lb} / \text{ft}^3$	$v = 6,63 \text{ ft}^3 / \text{lb}$
$\Delta F_a = \frac{4 f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 g \rho^2 \cdot D_e}$ $= \frac{4 \times 0,01 \times 555.783,71^2 \times 24}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 62,5^2 \times 0,034}$ $= 2,26 \text{ ft}$	$\rho = 1/v = 1/6,63 = 0,15 \text{ lb} / \text{ft}^3$
$V = G / (3600 \rho) = 2,47$	$\Delta F_p = \frac{4 f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 g \rho^2 \cdot D}$ $= \frac{4 \times 0,01 \times 40.308,64^2 \times 24}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,15^2 \times 0,115}$ $= 378,17 \text{ ft}$

$Ft = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 3 \left(\frac{2,47^2}{2 \times 32,2} \right)$ $= 0,28 \text{ ft}$ $\Delta Pa = \frac{(2,26 + 0,28)62,5}{144}$ $= 1,10 \text{ psi}$	$\Delta Pa = \frac{(378,17)0,15}{144}$ $= 0,40 \text{ psi}$
---	---

Spesifikasi Heater Air I :

- Jenis alat : Double Pipe Heat Exchanger
- Panjang pipa : 24 ft
- Pipa yang digunakan :

Annulus :

- Nominal pipe size : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in

Pipe:

- Nominal pipe size : 1¼ in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Bahan : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 2 menit

23. Tangki Degumming II (F-320)

Fungsi : Untuk melakukan proses degumming tahap kedua.

Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.

Dasar pemilihan : Harga murah, maintenance relatif mudah.

Kapasitas : 5736,32 kg/hari (2868,16 Kg/batch)

Diketahui :

Komponen	Massa (kg/hari)	Fraksi (x_i)
Minyak	2777,40	0,9684
Etanol	18,17	0,0063
Air	69,52	0,0242
CaO	1,20	0,0004
H ₃ PO ₄ 75%	1,86	0,0006
Total	2868,16	1

Komponen	ρ (g/ml)	fraksi	ρ Campuran (kg/L)	ρ (kg/m ³)
Minyak	0,9265	0,9684	0,9273	927,2843
Etanol	0,7573	0,0063		
Air	0,9978	0,0242		
CaO	2,62	0,0004		
H ₃ PO ₄	1,544	0,0006		

Perhitungan :

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0,9684}{0,9265} + \frac{0,0063}{0,7573} + \frac{0,0242}{0,9978} + \frac{0,0004}{2,62} + \frac{0,0006}{1,544}} = 0,9273 \text{ kg / L}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{campuran}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{2.868,16}{927,2843} = 3,09 \text{ m}^3 = 3.093,08 \text{ L} = 109,23 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 3,09 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 3,71 \text{ m}^3 \\ &= 3.711,69 \text{ L} \\ &= 131,07 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,71 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,43 \text{ m} = 4,70 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan L/D} = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,43 = 2,15 \text{ m} = 7,06 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left(0,000049 \times D^3 \right) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\tan(45)} \right)$$

$$131,07 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right) + \left(0,000049 \times D^3 \right) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\tan(45)} \right)$$

Diameter tangki = 4,44 ft

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 4,44^2 \times 8 \right) = 123,98 \text{ ft}^3 = 3,51 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 4,442^3 = 0,0043 \text{ ft}^3 = 0,000122 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 4,44^3}{\text{tg } 45} = 7,09 \text{ ft}^3 = 0,2 \text{ m}^3$$

Dengan : tekanan = 14,69 lb/in²

Diameter = 4,44 ft = 56,45 in (Rc)

F = 18.750 lb/in²

C = 0,125 in

E = 0,85

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 56,45}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

tebal silinder = 0,15 in = 3/16 in

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 56,45}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

tebal tutup atas = 0,17 in = 3/16 in

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 56,45}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos \frac{45}{2}} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,09 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = \text{volume total liquid} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 3,09 - 0,2$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,89 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,89}{\pi \times 1,35^2} = 2,01 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{sg} \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,9273 \times 2,01}{1,35} = 1,38 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 :

Diameter impeller (D_a) = 0.3 diameter tangki

$$D_a = 0,3 \times 1,35 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 1,35 = 0,13 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 0,35 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 40 rpm^[36]

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: D_a = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(40/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,41 \text{ m})^2 \times 927,28 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 6.799,40$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 0,9 \times 927,28 \times (40/60)^3 \times 0,41^5$$

$$P = 2,73 \text{ W} = 0,0027 \text{ Kw} = 0,0037 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %

$$H_p = \frac{0,0037}{0,80} = 0,0046 \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = 0,0092 Hp ~ 0,25 Hp

Spesifikasi Tangki Degumming II :

- Kapasitas = 131,07 ft³
- Diameter = 4,44 ft = 1,35 m
- Tinggi = 8 ft = 2,44 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar disin head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 30 menit

24. Filter Press (H-323)

Fungsi : Memisahkan gum dari minyak yang berasal dari proses degumming.

Tipe : Niagara filter.

Dasar pemilihan : Cocok sebagai alat pemisah antara gum dan oil

Data : Jumlah Cake = 222,16 kg/hari

Perhitungan :

Waktu operasi : 1 jam

Jumlah batch dalam 1 hari = 2 batch

$$\rho_{\text{gum}} = 1230 \text{ kg/m}^3 = 76,79 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah cake tiap batch} &= \frac{222,16 \text{ kg/hari}}{2 \text{ batch/hari}} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 244,89 \text{ lb/batch} \end{aligned}$$

$$\text{Volume cake} = \text{jumlah cake tiap batch} / \rho_{\text{cake}}$$

$$= \frac{244,89}{76,79} \text{ ft}^3$$

$$= 3,1891 \text{ ft}^3$$

Data yang didapat ^[51] :

Panjang alat : 2 m

Luas permukaan filtrasi : 57 ft²

Jumlah leaves : 8 buah

Tekanan maks : 75 Psi

Suhu maks : 300 °F

Power = 0,005 x luas filtrasi x jumlah leaves

$$= 0,005 \times (57 \text{ ft}^2 \times 8)$$

$$= 2,28 \text{ Hp} \approx 2,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi filter press degumming :

- Tipe : Niagara filter
- Kapasitas cake : 3,1891 ft³
- Panjang alat : 2 m
- Luas permukaan filtrasi : 57 ft²
- Jumlah leaves : 8 buah
- Bahan saringan : Polyester
- Bahan alat : Stainless steel
- Jumlah alat : 1 buah

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah frame} &= \frac{\text{volume cake}}{\text{volume cake tiap frame}} \\
 &= \frac{3,19}{0,325} \\
 &= 9,813 \approx 10
 \end{aligned}$$

Panjang alat berkisar antara 0,5 – 20 m^[17]

Jumlah plate dan frame = (10 x 2) + 1 = 21 buah

Tebal plate dan frame = 21 x 2 in = 42 in = 3,5 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= 0,005 \times \text{luas filtrasi} \\
 &= 0,005 \times (3,9 \text{ ft}^2 \times 10) \\
 &= 0,195 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi filter press degumming :

- Tipe : Niagara filter
- Kapasitas filtrat : 6.078,27 lb/batch
- Kapasitas cake : 244,89 lb/batch
- Ukuran plate & frame : 18 x 18 in
- Panjang alat : 42 in
- Tebal plate & frame : 2 in
- Bahan saringan : Polyester
- Bahan alat : Stainless steel
- Jumlah alat : 1 buah

25. Dryer I (B-325)

Fungsi : Untuk menguapkan sisa solven dan air yang terdapat dalam degumming oil.

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar

Waktu operasi : 60 menit

Bahan masuk:

Bahan masuk	Masuk (lb/batch)	Keluar (lb/jam)	
		Uap	Minyak
Etanol	40,06	40,06	-
Minyak	5.944,23	-	5.944,23
Air	93,93	33,88	60,04
Total	6.078,22	73,94	6.004,28

Dari Neraca Panas:

Panas	Btu/batch
Q preheat	237.331,11
Q vaporizer	35.520,64
Total	272.851,74

Laju steam = 271,35 kg/hari = 135,68 kg/batch = 299,11 lbm/batch

Laju bahan masuk = 2.757,08 kg/batch = 6.078,22 lbm/jam

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
298,4 °F	Suhu Tinggi	212 °F	86,4 °F
298,4 °F	Suhu Rendah	150,1 °F	148,3 °F
0 °F	Beda Suhu	61,9 °F	- 61,9 °F

$$\Delta T_{LMTD, p} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{86,4 - 148,3}{\ln(86,4 / 148,3)} = 114,6 \text{ °F}$$

$$\Delta T_v = 298,4 - 212 = 86,4 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{0}{61,9} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{61,9}{298,4 - 150,1} = 0,42$$

Dari figure 18 Kern didapat $F_T = 1$

$$\Delta t_p = F_T \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 114,6 = 114,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_v = 86,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\Delta tc}{\Delta th} = \frac{86,4}{148,3} = 1,72$$

$$Kc = 0,12 \text{ (fig.17, Kern, 1965)}$$

$$Fc = 0,5 \text{ (fig. 17, Kern, 1965)}$$

$$tc = 150,1 + (0,5 \times 61,9) = 181 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Tc = 298,4 + (0,5 \times 0) = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{Qp}{\Delta tp} = \frac{237.331,11}{114,58} = 2.071,27$$

$$\frac{Qv}{\Delta tv} = \frac{35.520,64}{86,4} = 411,12$$

$$\sum \frac{Q}{\Delta t} = 2.071,27 + 411,12 = 2.482,38$$

$$\Delta t = \frac{Q}{\sum \frac{Q}{\Delta t}} = \frac{272.851,74}{2.482,38} = 109,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Minyak dialirkan di dalam shell ; steam di dalam tube

U_D untuk heavy organic- air yaitu 5-75 diambil harga $U_D = 50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Pipa yang digunakan:

- Panjang pipa (L) : 8 ft
- OD : 3/4 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in

Dari Tabel 10 Kern didapat harga a'' (outside surface per lin ft) = 0,1963 ft²

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{272.851,74(Btu / batch) / 1(jam / batch)}{50(Btu / jam \cdot ft^2 \cdot ^\circ F) \times 109,9^\circ F} = 49,65 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{A}{Lt \times a''} = \frac{49,65 \text{ ft}^2}{8 \times 0,1963} = 31,6$$

Diambil jumlah tube yang paling mendekati dari Tabel 9 Kern sehingga didapat :

Heat Exchanger Tipe: 1-2 Shell and Tube HE

- Diameter dalam shell (ID) : 8 in
- Baffle spacing : 6 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Panjang tube : 8 ft
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 32
- Passes : 2 pass

Check harga A:

$$A = Lt \times a'' \times Nt = 8 \times 0,1963 \times 32 = 50,25 \text{ ft}^2$$

Perpindahan Panas :

Fluida dingin: Bagian Shell

Fluida panas: Bagian Tube

Luas Perpindahan Panas Preheat

$$a_s = ID \times C'B/144 \text{ PT}$$

$$= 8 \times 0,1875 \times 6/144 \cdot 0,9375$$

$$= 0,07 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10)}$$

$$a_t = Nt. a'_t/144 \text{ n}$$

$$= 32 \times 0,302/144.2$$

$$= 0,03 \text{ ft}^2$$

Loading

$$G_s = W/a_s$$

$$= 6.078,22 / 0,07$$

$$= 91.173,36 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G_t = w/a_t$$

$$= 299,11 \text{ lb/jam}/0,03 \text{ ft}^2$$

$$= 8.913,95 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_c = 181 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$De = 0,55/12 = 0,0458$$

$$N_{ReS} = De. G_s/\mu$$

$$= \frac{0,0458 \times 91.173,36}{26,62}$$

$$= 156,98$$

$$\text{Pada } T_c = 298,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,04 \text{ lb/ft jam} \quad (\text{Fig.15})$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517$$

$$N_{Ret} = D. G_t/\mu$$

$$= \frac{0,0517 \times 8.913,95}{0,04}$$

$$= 12.687,44$$

Faktor Heat Transfer (jH), hi, dan hio

$$jH = 6,5 \quad (\text{Fig.28 Kern})$$

$$k = 0,097 \text{ btu/ft.jam.}^{\circ}\text{F} \quad (\text{tabel 5})$$

$$C_p = 0,462 + 0,00061 \times 82,8^{\circ}\text{C} \quad \text{hio untuk condensing steam}$$

$$= 2,15 \text{ J/g }^{\circ}\text{C} = 0,53 \text{ btu/lb }^{\circ}\text{F} \quad 1500 \text{ Btu/(jam) (ft}^2\text{) (}^{\circ}\text{F)}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = (0,53 \times 26,62 / 0,097)^{1/3}$$

$$= 5,25$$

$$\frac{h_o}{\Phi_s} = jH \times k / D_e \times (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 6,5 \times (0,097 / 0,0458) \times 5,25$$

$$= 71,96 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 181 + \frac{71,96}{1.500 + 71,96} (298,4 - 181)$$

$$t_w = 186,4$$

pada t_w :

$$\mu_w = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 71,96$$

$$U_{C,p} = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 71,96}{1.500 + 71,96} = 68,66 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$A_p = \frac{Q_p}{U_{C,p} \times \Delta t_p} = 2.071,27 / 68,66 = 30,17 \text{ ft}^2$$

Luas Perpindahan Panas Vaporization

Bilangan Reynold

Pada $t_c v = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 16,94 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$De = 0,55/12 = 0,0458$$

$$N_{ReS} = De.G_s/\mu$$

$$= \frac{0,0458 \times 91.173,36}{16,94}$$

$$= 246,68$$

Faktor Heat Transfer (jH), hi, dan hio

$$jH = 8 \quad (\text{Fig.28 Kern})$$

$$k = 0,097 \text{ btu/ft.jam.}^{\circ}\text{F} \quad (\text{tabel 5})$$

$$C_p = 0,462 + 0,00061 \times 212\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 2,19 \text{ J/g }^{\circ}\text{C} = 0,54 \text{ btu/lb }^{\circ}\text{F}$$

hio untuk condensing steam :

$$1500 \text{ Btu/(jam) (ft}^2\text{) (}^{\circ}\text{F)}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = (0,54 \times 16,94 / 0,097)^{1/3}$$

$$= 4,55$$

$$\frac{ho}{\Phi_s} = jH \times k / De \times (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 8 \times (0,097 / 0,0458) \times 4,55$$

$$= 77,07 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 212 + \frac{77,07}{1.500 + 77,07} (298,4 - 212)$$

$$t_w = 216,2$$

pada t_w :

$$\mu_w = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 77,07$$

$$U_{C,v} = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 77,07}{1.500 + 77,07} = 73,3 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_{Cv} \times \Delta t_v} = 35.520,64 / 86,4 = 5,61 \text{ ft}^2$$

$$A_c = A_p + A_v = 29,98 + 5,61 = 35,59 \text{ ft}^2$$

$$U_c = \frac{\sum U.A}{A_c} = 2.482,38 / 35,59 = 69,75$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{272.851,74}{50,25 \times 109,9} = 49,40$$

check flux maximum:

luas yang digunakan untuk vaporisasi :

$$\frac{5,61}{35,59} \times 50,25 = 7,92 \text{ ft}^2$$

$$Q/A = 272.851,74 / 7,92 = 4.485,06 \text{ btu/jam. ft}^2$$

Flux memenuhi. (flux tidak melebihi 12.000 Btu/jam.ft²)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{69,75 - 49,4}{69,75 \times 49,4} = 0,006 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Pressure Drop :

Preheat

$$N_{ReS} = 156,98$$

$$\text{untuk } N_{Re} = 12.687,44$$

$$f = 0,005 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{(Fig 29) } f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig 26)}$$

$$D_S = 8/12 = 0,67 \text{ ft}$$

dari tabel 7, specific volume steam

$$sg = 0,9265 \text{ (sg minyak)}$$

pada 298,4°F adalah 6,61 ft³/lb

$$N+1 = 12L/B$$

$$L = (29,98/35,59) \times 8 \text{ ft} = 6,74 \text{ ft}$$

$$N+1 = (12 \times 6,74)/6 = 13,48$$

$$\Delta P_S = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_{es}} \quad \text{(Pers 12.47)} \quad s = \frac{1}{6,61 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,5} = 0,0024$$

$$= \frac{0,005 \times 91.173,36^2 \times 0,67 \times 13,48}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,9265}$$

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s} \quad \text{(Pers 7.45)}$$

$$= 0,17 \text{ psi}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0,0003 \times 8.913,95^2 \cdot 8 \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0024}$$

$$= 0,02 \text{ psi}$$

Vaporisasi

$$N_{ReS} = 246,68$$

$$f = 0,004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig 29)

$$D_S = 8/12 = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{Mol wt etanol} = 46,1$$

$$\rho = \frac{46,1}{359 \times (672/492) \times (14,7/29,4)}$$

$$= 0,188 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Mol wt air} = 18$$

$$\rho = \frac{18}{359 \times (672/492) \times (14,7/29,4)}$$

$$= 0,0734 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{oil}} = 0,9265 \times 62,5 = 57,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$s_{\text{camp}} = \frac{6.078,22/62,5}{(40,06/0,188) + (33,88/0,0734) + (6.004,28/57,91)}$$

$$s_{\text{camp}} = 0,125$$

$$L = 8 - 6,74 = 1,26$$

$$N+1 = (12 \times 1,26)/6 = 2,52$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s} \quad (\text{Pers 12.47})$$

$$= \frac{0,0044 \times 91.173,36^2 \times 0,67 \times 2,52}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,125}$$

$$= 0,21 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ total} = 0,17 + 0,21 = 0,38 \text{ psi}$$

Spesifikasi Dryer I

- Diameter dalam shell (ID) : 8 in
- Baffle spacing : 6 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 32
- Passes : 2 pass
- Tube yang digunakan:
 - Panjang tube : 8 ft
 - OD : 3/4 in
 - BWG : 16
 - ID : 0,62 in
- Bahan konstruksi : Stainless Steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 60 menit

26. Cooler Degumming Oil (E-327)

Fungsi : Menurunkan suhu minyak menjadi 70 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar

Waktu operasi : 60 menit

Bahan masuk: minyak = 5.447,08 kg/hari = 2.723,54 kg/batch

= 6.004,28 lbm/batch

Dari Neraca Panas:

$$\text{Panas saturated (Q)} = 356.444,62 \text{ kJ/hari} = 178.222,31 \text{ kJ/batch}$$

$$= 169.026,04 \text{ Btu/batch} = 169.026,04 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa air yang dibutuhkan} = 5.680,84 \text{ kg/hari} = 2.840,42 \text{ kg/batch}$$

1 batch = 60 menit maka,

$$\text{Laju air pendingin} = 6.261,95 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Laju minyak} = 6.004,28 \text{ lbm/jam}$$

Perhitungan berdasarkan Kern, 1965

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
212 °F	Suhu Tinggi	113 °F	99 °F
158,2 °F	Suhu Rendah	86 °F	72,2 °F
53,8 °F	Beda Suhu	27 °F	26,8 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{99 - 72}{\ln(99 / 72)} = 84,9 \text{ °F}$$

$$R = \frac{53,8}{27} = 1,99$$

$$S = \frac{27}{(212 - 86)} = 0,21$$

Dari figure 18 Kern didapat $F_T = 0,96$

$$\Delta t = F_T \times \Delta T_{LMTD} = 0,96 \times 84,9 = 81,5 \text{ °F}$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{72,2}{99} = 0,73$$

$K_c = 0,2$ (didekati dengan crude oil)

$F_c = 0,45$ (figure. 17, Kern, 1965)

$$t_c = 86 + (0,45 \times 27) = 98,1 \text{ °F}$$

$$T_c = 158,2 + (0,45 \times 53,83) = 182,4 \text{ °F}$$

Minyak dialirkan di dalam shell ; air di dalam tube

U_D untuk heavy organic- air yaitu 5-75 diambil harga $U_D = 50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Pipa yang digunakan:

- Panjang pipa (L) : 8 ft
- OD : 3/4 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in

Dari Tabel 10 Kern didapat harga a'' (outside surface per lin ft) = 0,1963 ft²

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{169.026,04(\text{Btu} / \text{batch}) / 1(\text{jam} / \text{batch})}{50(\text{Btu} / \text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \times 81,5^\circ\text{F}} = 41,49 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{A}{L_t \times a''} = \frac{41,49}{8 \times 0,1963} = 26,42$$

Diambil jumlah tube yang paling mendekati dari Tabel 9 Kern sehingga didapat :

Heat Exchanger Tipe: 1-2 Shell and Tube HE

- Diameter dalam shell (ID) : 8 in
- Baffle spacing : 6 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Panjang tube : 8 ft
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 32
- Passes : 2 pass

Check harga A dan U_D :

$$A = L_t \times a''_t \times N_t = 8 \times 0,1963 \times 32 = 50,25 \text{ ft}^2$$

$$U_D = Q / (A \cdot \Delta T_{LMTD}) = (169.026,04) / (50,25 \times 81,5) \\ = 41,28 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan Panas :

Fluida panas: Bagian Shell

Fluida dingin: Bagian Tube

Luas Perpindahan Panas

$$a_s = ID \times C'B / 144 \text{ PT} \\ = 8 \times 0,1875 \times 6 / 144 = 0,9375 \\ = 0,07 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10)}$$

$$a_t = N_t \cdot a'_t / 144 \text{ n} \\ = 32 \times 0,302 / 144 = 0,03 \text{ ft}^2$$

Loading

$$G_s = W / a_s \\ = 6.004,28 / 0,07 \\ = 90.064,18 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$G_t = w / a_t \\ = 6.261,95 \text{ lb/jam} / 0,03 \text{ ft}^2 \\ = 186.614,53 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan Reynold

Pada $T_c = 182,4 ^\circ\text{F}$

Pada $t_c = 99,5 ^\circ\text{F}$

$$\mu = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\mu = 1,69 \text{ lb/ft jam} \quad (\text{Fig.28})$$

$$De = 0,55 / 12 = 0,0458$$

$$D = 0,62 / 12 = 0,0517$$

$$N_{ReS} = De \cdot G_s / \mu \\ = \frac{0,0458(90.064,18)}{26,62}$$

$$N_{Ret} = D \cdot G_t / \mu \\ = \frac{0,0517(186.614,53)}{1,69}$$

$$= 155,07$$

$$= 5.688,7$$

Faktor Heat Transfer (jH), hi, dan hio

$$jH = 6 \quad (\text{Fig.28}) \quad h_i = 340 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{fig.25})$$

$$k = 0,097 \text{ btu/ft.jam.°F} \quad (\text{tabel 5}) \quad h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$C_p = 0,52 \text{ btu/lb °F} \quad (\text{fig. 2}) \quad h_{io} = 340 \frac{0,62}{0,75} = 281,07$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = (0,52 \times 26,62 / 0,097)^{1/3}$$

$$= 5,24$$

$$\frac{h_o}{\Phi_s} = jH \times k / De \times (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 6 \times (0,097 / 0,0458) \times 5,24$$

$$= 66,25 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 99,5 + \frac{66,25}{281,07 + 66,25} (182,4 - 98,1)$$

$$t_w = 166,33$$

pada t_w :

$$\mu_w = 33,88 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{26,62}{33,88} \right)^{0,14} = 0,97$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 64,05$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{281,07 \times 64,05}{281,07 + 64,05} = 52,16 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{52,16 - 41,28}{52,16 \times 41,28} = 0,005 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Pressure Drop :

$$N_{ReS} = 155,07$$

$$\text{Pada } T_v = 99,5^\circ\text{F}$$

$$f = 0,005 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig 29)

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ ft}$$

(table 10)

$$\mu_v = 1,69 \text{ lbm/ft.jam (Fig.14)}$$

$$D_s = 8/12 = 0,67 \text{ ft}$$

$$N_{Ret} = \frac{0,0517 \times 186.614,53}{1,69}$$

$$= 5.688,7$$

$$sg = 0,9265$$

(table. 6)

$$f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig 26)}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s}$$

(Pers 12.47)

$$s = 1$$

$$= \frac{0,005 \times 90.064,18^2 \times 0,67 \times 16}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,9265}$$

$$= 0,195 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s} \text{ (Pers 7.45)}$$

$$= \frac{0,0003 \times 186.614,53^2 \cdot 8 \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1}$$

$$= 0,062 \text{ psi}$$

$$(V^2/2g) = 0,011 \quad (\text{fig. 27})$$

$$\Delta P_\tau = (4n/s)(V^2/2g) \text{ (Pers 7.46)}$$

$$= (4 \times 2/1)(0,011)$$

$$= 0,08 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_\tau$$

$$= 0,062 + 0,085$$

$$= 0,147 \text{ psi}$$

Spesifikasi Cooler Degumming Oil

- Diameter dalam shell (ID) : 8 in
- Baffle spacing : 6 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 32
- Passes : 2 pass
- Tube yang digunakan:
 - Panjang tube : 8 ft
 - OD : 3/4 in
 - BWG : 16
 - ID : 0,62 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 60 menit

27. Tangki NaOH (F-333)

- Fungsi : Tempat menampung larutan NaOH 20 °Be.
- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Dasar pemilihan : Cocok sebagai penampung basa kuat
- Kapasitas : 109,88 kg/hari (54,94 Kg/batch)

Diketahui :

Komponen	Masuk (kg/hari)	Fraksi (x_i)
NaOH	7.89	0.1436
Air	47.05	0.8564
Total	54.94	1

$$\rho \text{ NaOH } 20^\circ \text{ Be} = 1,13 \text{ kg/L}^{[10]}$$

Perhitungan :

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa larutan}}{\rho_{\text{larutan}}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{54,94}{1,13} = 0,05 \text{ m}^3 = 48,64 \text{ L} = 1,72 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 0,05 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0,06 \text{ m}^3 \\ &= 60,80 \text{ L} \\ &= 2,15 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{0,06 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 0,36 \text{ m} = 1,19 \text{ ft}$$

Perbandingan $L/D = 1,5$

Tinggi tangki = $1,5 \times D$

Tinggi tangki = $1,5 \times 1,19 = 0,55 \text{ m} = 1,79 \text{ ft} (\sim 2 \text{ ft})$

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$2,15 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2 \text{ ft} \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

Diameter tangki = $1,14 \text{ ft}$

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,14^2 \times 2 \right) = 2,03 \text{ ft}^3 = 0,06 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 1,14^3 = 7,19 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3 = 0,2 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131 D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 1,14^3}{\text{tg } 45} = 0,12 \text{ ft}^3 = 0,0034 \text{ m}^3$$

Dengan :	tekanan	= $14,69 \text{ lb/in}^2$
	Diameter	= $13,64 \text{ in (Rc)}$
	F	= 18.750 lb/in^2 [21]
	C	= $0,125 \text{ in}$ [21]
	E	= $0,85$ [21]

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 13,64}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,13 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 13,64}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup atas} = 0,14 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 13,64}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos(\frac{45}{2})} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,13 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = \text{volume total liquid} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 0,0486 - 0,0034$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 0,0453 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 0,0453}{\pi \times 0,35^2} = 0,48 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{sg} \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{1,13 \times 0,48}{0,35} = 1,57 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 : ^[19]

Diameter impeller (D_a) = 0.3 diameter tangki

$$D_a = 0,3 \times 0,35 \text{ m} = 0,10 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 0,35 = 0,035 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 0,35 \text{ m} = 0,10 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator antara 20-150 rpm^[18], diambil 100 rpm

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: D_a = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(100/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,10 \text{ m})^2 \times 1.129,42 \text{ Kg/m}^3}{3,02 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 42.616,76$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9^{[19]}$

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$P = 0,9 \times 1.129,42 \times (100/60)^3 \times 0,10^5$$

$$P = 0,06 \text{ W} = 5,7 \cdot 10^{-5} \text{ Kw} = 7,64 \cdot 10^{-5} \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %^[22]

$$Hp = \frac{7,64 \cdot 10^{-5}}{0,80} = 9,55 \cdot 10^{-5} \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = 0,00019 Hp

Spesifikasi Tangki NaOH :

- Kapasitas = 2,15 ft³
- Diameter = 1,14 ft = 0,35 m
- Tinggi = 2 ft = 0,61 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah

28. Tangki Netralisasi (F-330)

- Fungsi : Untuk melakukan proses netralisasi.
- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Dasar pemilihan : Cocok digunakan untuk melakukan proses netralisasi
- Kapasitas : 5.392,61 kg/hari (2696,31 Kg/batch)
- Diketahui :

Komponen	Massa (kg/hari)	Fraksi (x_i)
Minyak	2696,31	0,9704
NaOH 20° BE	54,94	0,0198
Air	27,24	0,0098
Total	2778,48	1

Komponen	ρ (g/ml)	Fraksi (x_i)	ρ Campuran (kg/L)	ρ (kg/m ³)
Minyak	0,9265	0,9704	0,93	930,28
NaOH	1,1294	0,0198		
Air	0,9778	0,0098		

Perhitungan :

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0,9704}{0,9265} + \frac{0,0198}{1,1294} + \frac{0,0098}{0,9978}} = 0,92 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{campuran}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{2.778,48}{930,28} = 2,99 \text{ m}^3 = 2.986,70 \text{ L} = 105,47 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 2,99$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 3,73 \text{ m}^3 \\ &= 3.733,37 \text{ L} \\ &= 131,84 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,73 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,44 \text{ m} = 4,71 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan } L/D = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,44 = 2,15 \text{ m} = 7,07 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$131,84 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 4,45 \text{ ft}$$

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 4,45^2 \times 8 \right) = 124,68 \text{ ft}^3 = 3,53 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 4,45^3 = 0,0043 \text{ ft}^3 = 0,000123 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131 D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 4,45^3}{\text{tg } 45} = 7,15 \text{ ft}^3 = 0,20 \text{ m}^3$$

Dengan : tekanan = 14,69 lb/in²

Diameter = 53,46 in (Rc)

F = 18.750 lb/in² [21]

C = 0,125 in [21]

E = 0,85 [21]

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 53,46}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 53,46}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup atas} = 0,17 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 53,46}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos(\frac{45}{2})} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Volume liquid di silinder = volume total liquid – volume tutup bawah

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,99 - 0,20$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,78 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,78}{\pi \times 1,86^2} = 1,92 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{sg} \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,93 \times 1,92}{1,36} = 1,32 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 : ^[19]

Diameter impeller (Da) = 0.3 diameter tangki

$$Da = 0,3 \times 1,36 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 1,36 = 0,14 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 1,36 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 40 rpm^[36]

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: D_a = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(40/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,41 \text{ m})^2 \times 930,28 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 6.860,30$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$ ^[19]

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 0,9 \times 930,28 \times (40/60)^3 \times 0,41^5$$

$$P = 2,78 \text{ W} = 0,00278 \text{ Kw} = 0,0037 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %^[22]

$$H_p = \frac{0,0037}{0,80} = 0,0046 \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = 0,0092 Hp ~ 0,25 Hp

Spesifikasi Tangki Netralisasi :

- Kapasitas = 131,84 ft³
- Diameter = 4,45 ft = 1,36 m
- Tinggi = 8 ft = 2,438 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 3 jam

29. Centrifugal Separator (H-335 & H-344)

- Fungsi : Untuk memisahkan cairan (air + minyak) dari solid (protein + abu)
- Tipe : Disk Bowl Centrifuges
- Dasar pemilihan : Biasa digunakan dalam industri makanan, sesuai dengan kapasitas yang digunakan.

Larutan masuk centrifuge I terdiri dari :

Komponen	Massa (kg)	X	ρ (lb/ft ³)
Minyak	2.640,74	0,9504	57,84
Air	77,85	0,028	61,04
Sabun	59,89	0,0216	61,04
Total	2.778,48		

Densitas cairan = ρ campuran = 57,99 lb/ft³

Rate bahan masuk = 33.341,7 kg/jam = 73.518,45 lb/jam

Kecepatan bahan masuk = $\frac{73.518,45 \text{ lb/jam}}{57,99 \text{ lb/ft}^3} = 1.267,78 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Kecepatan cairan masuk = $\frac{1.267,78 \text{ ft}^3 / \text{jam} \times 7,48 \text{ gal} / \text{ft}^3}{60 \text{ menit} / \text{jam}}$
 $= 158,07 \text{ gal/mnt}$

Dari tabel 18-12, Perry 7 ed, p. 18-112 didapatkan ^[10]:

$n = 4.000 \text{ rpm}$

$D_i = 24 \text{ in}$

Power motor = 7,5 Hp

Spesifikasi Centrifugal Separator :

- Kapasitas = $1.267,78 \text{ ft}^3/\text{jam} = 197,55 \text{ gal/mnt}$
- Jenis = Disk Bowl Centrifuges
- Diameter bowl = 24 in
- Kecepatan putaran = 4.000 rpm
- Power motor = 7,5 Hp
- Bahan = stainless steel
- Jumlah = 2 buah
- Waktu operasi = 5 menit

30. Heater Air II (E-347)

Fungsi : memanaskan air dari suhu 30°C menjadi 70°C

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : cocok untuk luas perpindahan panas yang kecil

Waktu operasi : 4 menit

Bahan masuk: air = 477,08 kg/hari

$$= 238,54 \text{ kg/batch}$$

$$= 525,88 \text{ lbm/batch}$$

$$= 7.888,23 \text{ lb/jam}$$

Dari Neraca Panas:

$$\text{Panas saturated (Q}_{\text{Steam}}) = 88.732,33 \text{ kJ/hari}$$

$$= 44.366,17 \text{ kJ/batch}$$

$$= 42.076,87 \text{ Btu/batch}$$

$$= 631.153,08 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Laju steam} = 691,90 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Laju air proses} = 7.888,23 \text{ lbm/jam}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
298,4 °F	Suhu Tinggi	158 °F	140,4 °F
298,4 °F	Suhu Rendah	86 °F	212,4 °F
0 °F	Beda Suhu	72°F	-72 °F

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{140,4 - 212,4}{\ln(140,4 / 212,4)} = 173,9 \text{ °F}$$

$$t_a = (158 + 86)/2 = 122 \text{ °F}$$

$$T_v = 298,4 \text{ °F}$$

Fluida dingin dialirkan di dalam annulus; fluida panas di dalam pipe

Digunakan pipa luar 2 in, pipa dalam 1¼ inch OD

Fluida panas : steam Annulus side	Fluida dingin : air Pipe side
Luas perpindahan panas : $D_2 = 2,067 / 12 = 0,17 \text{ ft}$ $D_1 = 1,66 / 12 = 0,14 \text{ ft}$ $A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$ $= \pi (0,17^2 - 0,14^2) / 4$ $= 0,01 \text{ ft}^2$ $\text{equiv diameter } (D_e) = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ $D_e = (0,17^2 - 0,14^2) / 0,14$ $= 0,08 \text{ ft}$ Mass velocity $G_a = \frac{W}{a_s} = \frac{7.888,23}{0,008}$ $= 953.451,33 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $t_a = 122 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,6 \text{ cp}$ $= 0,6 \times 2,42$ $= 1,45 \text{ lb/jam.ft}$	$D = 1,38 / 12 = 0,12 \text{ ft}$ $A_p = \pi D^2 / 4$ $= \pi 0,12^2 / 4 = 0,0104 \text{ ft}^2$ $G_p = \frac{W}{a_t} = \frac{691,90}{0,0104}$ $= 66.612,68 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada $T_v = 298,4 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,01 \text{ cp}$ $= 0,01 \times 2,42$ $= 0,03 \text{ lb/jam.ft}$

$\text{Re}_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$ $= \frac{0,08 \times 953.451,33}{1,45}$ $= 50.003,04$ <p>$J_H = 150$ (Kern, Fig 28)</p> <p>pada $t_a = 122^\circ\text{F}$</p> <p>$k = 0,37 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$</p> <p>$C_p = 1 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$</p> $h_o = J_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 150 \frac{0,37}{0,08} \left(\frac{1 \times 1,45}{0,37} \right)^{1/3}$ $= 1.155,13 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$	$\text{Re}_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$ $= \frac{0,12 \times 66.612,68}{0,03}$ $= 226.105,62$ <p>h_{io} untuk kondensat</p> $= 1.500 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$
--	---

Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 1.155,13}{1.500 + 1.155,13} = 652,58 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,002$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{652,58} + 0,002$$

$$U_D = 283,10 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas yang dibutuhkan :

$$Q = U_D A \Delta t \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = \frac{631.153,08}{283,10 \times 173,92} = 12,82 \text{ ft}^2$$

dari table 11 untuk $1\frac{1}{4}$ in = 0,435 ft²/ft panjang ^[20]

panjang yang dibutuhkan = 12,82 / 0,435 = 29,47 ft ~ digunakan 1 buah

hairpins panjang 30 ft

luas sebenarnya = 30 x 0,435 = 13,05 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t} = \frac{631.153,08}{13,05 \times 173,92} = 278,08 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{652,58 - 278,08}{652,58 \times 278,08} = 0,002$$

Pressure Drop

Fluida dingin : air	Fluida panas : steam
Annulus side	pipe side
$D_e' = (D_2 - D_1) = 0,17 - 0,14$	untuk $Re_p = 226.105,62$
$= 0,03 \text{ ft}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{226.105,62^{0,42}}$
$Re_a = \frac{De' Ga}{\mu}$	$= 0,005$
$= \frac{0,03 \times 953.451,33}{1,45}$	specific volume steam dari table 7
$= 22.271,27$	$v = 6,63 \text{ ft}^3/\text{lb}$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{22.271,27^{0,42}}$	$\rho = 1/v = 1/6,63 = 0,15 \text{ lb/ft}^3$
$= 0,01$	

$\rho = 62,5 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g\rho^2 \cdot D_e} = 7,33 \text{ ft}$ $V = G/(3600\rho) = 4,24$ $Ft = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,84 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \frac{(7,33 + 0,84)62,5}{144}$ $= 3,54 \text{ psi}$	$\Delta F_p = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g\rho^2 \cdot D_e} = 1.212,75 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \frac{1.212,75 \times 0,15}{144}$ $= 1,27 \text{ psi}$
--	---

Spesifikasi Heater Air II :

- Jenis alat : Double Pipe Heat Exchanger
- Panjang pipa : 30 ft
- Pipa yang digunakan :

Annulus :

- Nominal pipe size : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in

Pipe:

- Nominal pipe size : 1¼ in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Bahan : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 4 menit

31. Tangki Pencucian (F-340)

Fungsi : Tempat membilas minyak dari proses Netralisasi.

Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.

Dasar pemilihan : Cocok sebagai tempat pencucian/ washing

Kapasitas : 5.777,98 kg/hari (2.888,99 Kg/batch)

Diketahui :

Komponen	Massa (kg/hari)	Fraksi (x _i)
Minyak	2.638,92	0,9134
Air	249,14	0,0862
Sabun	0,92	0,00032
Total	2.888,99	1

Komponen	ρ(g/ml)	Fraksi (x _i)	ρ Campuran (kg/L)	ρ (kg/m ³)
Minyak	0,9265	0,9134	0.9327	932,67
Air	0,9978	0,0862		
sabun	1	0,00032		

Perhitungan :

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

$$\rho_{campuran} = \frac{1}{\frac{0,9134}{0,9265} + \frac{0,0862}{0,9978} + \frac{0,00032}{1}} = 0,93 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{campuran}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{2.888,99}{932,67} = 3,10 \text{ m}^3 = 3.098,91 \text{ L} = 109,43 \text{ ft}^3$$

PERPUSTAKAAN
 Universitas Katolik Widada Mandala
 SUKABAYA

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 3,10$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 3,87 \text{ m}^3 \\ &= 3.873,64 \text{ L} \\ &= 136,79 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,8736 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,45 \text{ m} = 4,77 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan L/D} = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,45 = 2,15 \text{ m} = 7,16 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\tan(45)} \right)$$

$$136,79 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\tan(45)} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 4,53 \text{ ft}$$

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 4,53^2 \times 8 \right) = 129,24 \text{ ft}^3 = 3,66 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 4,53^3 = 0,0046 \text{ ft}^3 = 0,000129 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 4,53^3}{\text{tg } 45} = 7,54 \text{ ft}^3 = 0,21 \text{ m}^3$$

Dengan :

tekanan	= 14,69 lb/in ²
Diameter	= 54,42 in (Rc)
F	= 18.750 lb/in ² [21]
C	= 0,125 in [21]
E	= 0,85 [21]

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 54,42}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 54,42}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup atas} = 0,17 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 54,42}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos(\frac{45}{2})} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Volume liquid di silinder = volume total liquid – volume tutup bawah

$$\text{Volume liquid di silinder} = 3,10 - 0,21$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,88 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,88}{\pi \times 1,38^2} = 1,92 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sg \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,93 \times 1,92}{1,38} = 1,3 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 ^[19] :

Diameter impeller (Da) = 0.3 diameter tangki

$$Da = 0,3 \times 1,38 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 1,38 = 0,14 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 1,38 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 40 rpm^[36]

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: D_a = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(40/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,41 \text{ m})^2 \times 932,67 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 7.129,19$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$ ^[19]

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 0,9 \times 932,67 \times (40/60)^3 \times 0,41^5$$

$$P = 3,05 \text{ W} = 0,00305 \text{ Kw} = 0,0041 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus^[22], efisiensi motor = 80 %

$$H_p = \frac{0,0041}{0,80} = 0,0051 \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = 0,01025 Hp ~ 0,25 Hp

Spesifikasi Tangki pencucian :

- Kapasitas = 136,79 ft³
- Diameter = 4,53 ft = 1,38 m
- Tinggi = 8 ft = 2,44 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 20 menit

32. Dryer II (B-346)

Fungsi : Untuk menguapkan sisa solven dan air yang terdapat dalam degumming netralized oil.

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar

Waktu operasi : 8 menit

Bahan masuk:

Bahan masuk	Masuk (lb/batch)	Keluar (lb/batch)	
		Uap	Minyak
Minyak	5.818,01	-	5.818,01
Air	23,37	17,54	5,82
Total	5.841,38	17,54	5.823,83

Dari Neraca Panas:

Panas	Btu/batch	Btu/jam
Q preheat	243.037,75	1.822.783,13
Q vaporizer	19.639,71	147.297,84
Total	262.677,46	1.970.080,97

$$\begin{aligned} \text{Laju steam} &= 261,24 \text{ kg/hari} = 130,62 \text{ kg/batch} = 287,96 \text{ lbm/batch} \\ &= 2.159,69 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Laju bahan masuk} = 5.841,38 \text{ lb/batch} = 43.810,32 \text{ lbm/jam}$$

Preheat

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
298,4 °F	Suhu Tinggi	212 °F	86,4 °F
298,4 °F	Suhu Rendah	147,2 °F	151,2 °F
0 °F	Beda Suhu	64,8°F	- 64,8 °F

$$\Delta T_{\text{LMTD, p}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{86,4 - 151,2}{\ln(86,4 / 151,2)} = 115,8 \text{ °F}$$

Vaporization

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
298,4 °F	Suhu Tinggi	219,6°F	78,8 °F
298,4 °F	Suhu Rendah	212 °F	86,4 °F
0 °F	Beda Suhu	7,6°F	- 7,6 °F

$$\Delta T_{LMTD, v} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{78,8 - 86,4}{\ln(78,8 / 86,4)} = 82,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{0}{64,8} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{64,8}{298,4 - 147,2} = 0,43$$

Dari figure 18 Kern didapat $F_T = 1$

$$\Delta t_p = F_T \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 115,8 = 115,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dengan cara yang sama didapatkan harga F_T untuk vaporization = 1

Jadi harga $\Delta t_v = 82,5 \text{ } ^\circ\text{F}$

Untuk preheat :

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{86,4}{151,17} = 1,9$$

$K_c = 0,12$ (fig.17, Kern, 1965)

$F_c = 0,55$ (fig. 17, Kern, 1965)

$$t_c = 147,23 + (0,55 \times 64,8) = 182,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dengan cara yang sama untuk vaporization didapat harga $F_c = 0,5$

$$t_c = 212 + (0,5 \times 7,63) = 215,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 298,4 + (0,5 \times 0) = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{Q_p}{\Delta t_p} = \frac{1.822.783,13}{115,8} = 15.743,21$$

$$\frac{Q_v}{\Delta t_v} = \frac{147.297,84}{82,5} = 1.784,83$$

$$\sum \frac{Q}{\Delta t} = 15.743,21 + 1.784,83 = 17.528,04$$

$$\Delta t = \frac{Q}{\sum \frac{Q}{\Delta t}} = \frac{1.970.080,97}{17.528,04} = 112,40^{\circ}\text{F}$$

Minyak dialirkan di dalam shell ; steam di dalam tube

U_D untuk heavy organic- air yaitu 5-75 diambil harga $U_D = 50 \text{ Btu/h.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Pipa yang digunakan:

- Panjang pipa (L) : 8 ft
- OD : 3/4 in
- BWG : 16
- ID : 0,62 in

Dari Tabel 10 Kern didapat harga a'' (outside surface per lin ft) = 0,1963 ft^2

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1.970.080,97 (\text{Btu} / \text{jam})}{50 (\text{Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}) \times 112,4^{\circ}\text{F}} = 350,56 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{A}{L t \times a'' t} = \frac{350,56 \text{ ft}^2}{8 \times 0,1963} = 223,23$$

Diambil jumlah tube yang paling mendekati dari Tabel 9 Kern sehingga didapat :

Heat Exchanger Tipe: 1-2 Shell and Tube HE

- Diameter dalam shell (ID) : 17¼ in
- Baffle spacing : 16 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Panjang tube : 8 ft
- Pitch : $\frac{15}{16}$ in triangular pitch
- Jumlah tube : 224
- Passes : 2 pass

Check harga A:

$$A = L_t \times a'_t \times N_t = 8 \times 0,1963 \times 224 = 351,77 \text{ ft}^2$$

Perpindahan Panas :

Fluida dingin: Bagian Shell

Fluida panas: Bagian Tube

Luas Perpindahan Panas Preheat

$$a_s = ID \times C'B/144 \text{ PT}$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10)}$$

$$= 17,25 \times 0,1875 \times 16/144 \cdot 0,9375$$

$$a_t = N_t \cdot a'_t/144 \text{ n}$$

$$= 0,38 \text{ ft}^2$$

$$= 224 \times 0,302/144 \cdot 2$$

$$= 0,3 \text{ ft}^2$$

Loading

$$G_s = W/a_s$$

$$G_t = w/a_t$$

$$= 43.810,32 / 0,38$$

$$= 2.159,69 \text{ lb/jam}/0,3 \text{ ft}^2$$

$$= 114.287,78 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$= 9.194,53 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_c = 182,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada } T_c = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\mu = 0,04 \text{ lb/ft jam} \quad (\text{Fig. 15})$$

$$De = 0,55/12 = 0,0458$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517$$

$$N_{ReS} = De \cdot G_s/\mu$$

$$N_{Ret} = D \cdot G_t/\mu$$

$$= \frac{0,0458 \times 114.287,78}{26,62}$$

$$= \frac{0,0517 \times 9.194,53}{0,04}$$

$$= 196,78$$

$$= 13.086,79$$

Faktor Heat Transfer (jH), h_i , dan h_o

$$jH = 7 \quad (\text{Fig.28 Kern})$$

$$k = 0,097 \text{ btu/ft.jam.}^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 5})$$

$$C_p = 0,462 + 0,00061 \times 83,8 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{hio untuk condensing steam}$$

$$= 2,13 \text{ J/g }^\circ\text{C} = 0,52 \text{ btu/lb }^\circ\text{F} \quad 1500 \text{ Btu/(jam) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = (0,53 \times 26,62 / 0,097)^{1/3}$$

$$= 5,23$$

$$\frac{h_o}{\Phi_s} = jH \times k / D_e \times (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 7 \times (0,097 / 0,0458) \times 5,23$$

$$= 77,20 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_i} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 182,8 + \frac{77,20}{1.500 + 77,20} (298,4 - 182,8)$$

$$t_w = 188,5$$

pada t_w :

$$\mu_w = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 77,20$$

$$U_{C,p} = \frac{h_o \cdot h_i}{h_o + h_i} = \frac{1.500 \times 77,20}{1.500 + 77,20} = 73,42 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A_p = \frac{Q_p}{U_{C,p} \times \Delta t_p} = 15.743,21 / 73,42 = 214,42 \text{ ft}^2$$

Luas Perpindahan Panas Vaporization

Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_{c\ v} = 215,8\ ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 16,94\ \text{lbm/ft.jam}$$

$$De = 0,55/12 = 0,0458$$

$$N_{ReS} = De.G_s/\mu$$

$$= \frac{0,0458 \times 114.287,78}{16,94}$$

$$= 309,22$$

Faktor Heat Transfer (jH), hi, dan hio

$$jH = 9 \quad (\text{Fig.28 Kern})$$

$$k = 0,097\ \text{btu/ft.jam.}^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 5})$$

$$C_p = 0,462 + 0,00061 \times 212\ ^\circ\text{C}$$

hio untuk condensing steam :

$$= 2,20\ \text{J/g } ^\circ\text{C} = 0,53\ \text{btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$1500\ \text{Btu/(jam) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = (0,53 \times 16,94 / 0,097)^{1/3}$$

$$= 4,52$$

$$\frac{ho}{\Phi_s} = jH \times k/De \times (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 9 \times (0,097/0,0458) \times 4,52$$

$$= 86,19\ \text{Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{ho}{hio + ho} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 215,8 + \frac{86,19}{1.500 + 86,19} (298,4 - 215,8)$$

$$t_w = 220,3$$

pada t_w :

$$\mu_w = 26,62 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 86,19$$

$$U_{C,v} = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 86,19}{1.500 + 86,19} = 81,51 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_{Cv} \times \Delta t_v} = 1.784,83 / 81,51 = 21,90 \text{ ft}^2$$

$$A_c = A_p + A_v = 214,42 + 21,90 = 236,32 \text{ ft}^2$$

$$U_c = \frac{\sum U_i A_i}{A_c} = 17.528,04 / 236,32 = 74,17$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{1.970.080,97}{351,77 \times 112,4} = 49,83$$

check flux maximum:

luas yang digunakan untuk vaporisasi :

$$\frac{21,90}{236,32} \times 351,77 = 32,60 \text{ ft}^2$$

$$Q/A = 147.297,84 / 32,60 = 4.518,93 \text{ btu/jam. ft}^2$$

Flux memenuhi.(flux tidak melebihi 12.000 Btu/jam.ft²)

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{74,17 - 49,83}{74,17 \times 49,83} = 0,007 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Pressure Drop :

Preheat

$$N_{ReS} = 196,78$$

$$\text{untuk } N_{re} = 13.086,79$$

$$f = 0,005 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{(Fig 29)} \quad f = 0,00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig 26)}$$

$$D_s = 8/12 = 0,67 \text{ ft}$$

dari tabel 7, specific volume steam

$$sg = 0,9265 \text{ (sg minyak)}$$

pada 298,4°F adalah 6,61 ft³/lb

$$N+1 = 12L/B$$

$$L = (214,42/236,32) \times 8 \text{ ft} = 7,26 \text{ ft}$$

$$N+1 = (12 \times 7,26)/6 = 5,44$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s} \quad \text{(Pers 12.47)} \quad s = \frac{1}{6,61 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,5} = 0,0024$$

$$= \frac{0,005 \times 114.287,78^2 \times 0,67 \times 5,44}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,9265} \quad \Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L n^{\circ}}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s} \quad \text{(Pers 7.45)}$$

$$= 0,23 \text{ psi}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0,00025 \times 9.194,53^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0024}$$

$$= 0,03 \text{ psi}$$

Vaporisasi

$$N_{ReS} = 309,22$$

$$f = 0,004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig 29)

$$D_s = 8/12 = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{Mol wt air} = 18$$

$$\rho = \frac{18}{359 \times (675,8/492) \times (14,7/29,4)}$$

$$= 0,073 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{oil}} = 0,9265 \times 62,5 = 57,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$s_{\text{camp}} = \frac{5.841,38 / 62,5}{(17,54 / 0,073) + (5.823,83 / 57,91)}$$

$$s_{\text{camp}} = 0,83$$

$$L = 8 - 7,26 = 0,74$$

$$N+1 = (12 \times 0,74) / 6 = 0,56$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s} \quad (\text{Pers 12.47})$$

$$= \frac{0,004 \times 114.287,78^2 \times 0,67 \times 0,56}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,83}$$

$$= 0,02 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ total} = 0,23 + 0,02 = 0,25 \text{ psi}$$

Spesifikasi Dryer II

- Diameter dalam shell (ID) : 17¼ in
- Baffle spacing : 16 in
- Diameter luar tube(OD) : 3/4 in, 16 BWG
- Pitch : 15/16 in triangular pitch
- Jumlah tube : 224
- Passes : 2 pass
- Tube yang digunakan:
 - Panjang tube : 8 ft
 - OD : 3/4 in
 - BWG : 16
 - ID : 0,62 in

- Bahan konstruksi : Carbon Steel
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 8 menit

33. Tangki Pemucatan (F-350)

- Fungsi : Tempat untuk melakukan proses Bleaching
- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk dan koil pemanas.
- Dasar pemilahan : Harga murah, maintenance mudah.
- Kapasitas : 5.362,64 kg/hari (2.681,32 Kg/batch)
- Diketahui :

Komponen	Massa (kg/hari)	Fraksi (x_i)
Minyak	2638,92	0,9842
Air	2,64	0,0010
Sabun	0,13	$4,9 \cdot 10^{-5}$
Bleaching earth	36,02	0,0134
Active carbon	3,60	0,0013
Total	2681,32	1

Komponen	ρ (g/ml)	Fraksi	ρ Campuran (g/ml)	ρ Campuran (g/ml)
Minyak	0,9265	0,9842	0,9281	928,12
Carbon	2	0,0013		
BE	1	0,0134		
Air	0,9584	0,0010		
Sabun	1	$4,9 \cdot 10^{-5}$		

Perhitungan :

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{2.681,32}{928,12} = 2,89 \text{ m}^3 = 2.889,09 \text{ L} = 102,03 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 2,89$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 3,47 \text{ m}^3 \\ &= 3.466,91 \text{ L} \\ &= 122,43 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,47 \text{ m}^3}{\left(\left(1,5 \times \frac{\pi}{4} \right) + 0,000049 + \left(\frac{0,131}{\tan(45)} \right) \right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,40 \text{ m} = 4,60 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan L/D} = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,40 = 2,10 \text{ m} = 6,90 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$122,43 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right) + (0,000049 \times D^3) + \left(\frac{0,131 \times D^3}{\text{tg}(45)} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 4,30 \text{ ft}$$

$$\text{Volume silinder} = \left(\frac{\pi}{4} \times 4,30^2 \times 8 \right) = 116,01 \text{ ft}^3 = 3,285 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,000049 \times 4,30^3 = 0,0039 \text{ ft}^3 = 0,0001 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{0,131 D^3}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,131 \times 4,30^3}{\text{tg } 45} = 6,42 \text{ ft}^3 = 0,18 \text{ m}^3$$

Dengan :	tekanan	= 14,69 lb/in ²
	Diameter	= 4,30 ft = 51,56 in (Rc)
	F	= 18.750 lb/in ² [21]
	C	= 0,125 in [21]
	E	= 0,85 [21]

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 51,56}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times P \times Rc}{f \times E - 0,1P} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup atas} = \frac{0,885 \times 14,69 \times 51,56}{18.750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,69} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup atas} = 0,17 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P - \cos \frac{\alpha}{2}} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal tutup bawah} = \frac{14,69 \times 51,56}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69) \times \cos(\frac{45}{2})} + 0,125$$

$$\text{tebal tutup bawah} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = \text{volume total liquid} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,89 - 0,18$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,71 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,71}{\pi \times 1,31^2} = 2,01 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{sg} \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,93 \times 2,01}{1,31} = 1,42 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

$$\text{Dipilih jenis pengaduk} = \text{three blade propeller}$$

$$\text{Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144}^{[19]} :$$

$$\text{Diameter impeller (Da)} = 0.3 \text{ diameter tangki}$$

$$Da = 0,3 \times 1,31 \text{ m} = 0,39 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 1,31 = 0,1310 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 1,31 \text{ m} = 0,39 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 100 rpm

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: D_a = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(100/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,39 \text{ m})^2 \times 928,12 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 15.920,43$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$ ^[19]

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 0,9 \times 928,12 \times (100/60)^3 \times 0,39^5$$

$$P = 0,0674 \text{ W} = 6,74 \cdot 10^{-5} \text{ Kw} = 9,04 \cdot 10^{-5} \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %^[22]

$$H_p = \frac{9,04 \cdot 10^{-5}}{0,80} = 1,13 \cdot 10^{-4} \text{ Hp}$$

Untuk dua pengaduk = $2,26 \cdot 10^{-4} \text{ Hp} \sim 0,25 \text{ Hp}$

Spesifikasi Tangki pemucatan :

- Kapasitas = 122,4269 ft³
- Diameter = 4,2969 ft = 1,3097 m
- Tinggi = 8 ft = 2,4384 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas standar dish head, bawah konis dengan dilengkapi pengaduk.
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 30 menit

34. Filter Press II (H-353)

Fungsi : Memisahkan bleaching earth dan karbon aktif dari minyak yang berasal dari proses decolorisasi.

Tipe : Niagara filter

Dasar pemilihan : Cocok untuk memisahkan bleaching earth dan karbon aktif dengan DNB oil.

Data : Jumlah Cake = 142,57 kg/hari

Perhitungan :

Waktu operasi : 1 jam

Jumlah batch dalam 1 hari = 2 batch

$$\rho \text{ cake} = 2.181,67 \text{ kg/m}^3 = 136,20 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah cake tiap batch} &= \frac{142,57 \text{ kg/hari}}{2 \text{ batch/hari}} \times 2,20 \text{ lb/kg} \\ &= 157,15 \text{ lb/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cake} &= \text{jumlah cake tiap batch} / \rho \text{ cake} \\ &= \frac{157,15}{136,2} \text{ ft}^3 \\ &= 1,1538 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Data yang didapat ^[51] :

Panjang alat : 1,5 m

Luas permukaan filtrasi : 27 ft²

Jumlah leaves : 7 buah

Tekanan maks : 75 Psi

Suhu maks : 300 °F

$$\text{Power} = 0,005 \times \text{luas filtrasi} \times \text{jumlah leaves}$$

$$= 0,005 \times (27 \text{ ft}^2 \times 7)$$

$$= 0,945 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi filter press II :

- Tipe : Niagara filter
- Kapasitas cake : 1,1538 ft³
- Panjang alat : 1,5 m
- Luas permukaan filtrasi : 27 ft²
- Jumlah leaves : 7 buah
- Bahan saringan : Polyester
- Bahan alat : Stainless steel
- Jumlah alat : 1 buah

35. Cooler DNB Oil (E-362)

Fungsi : menurunkan suhu minyak menjadi 40 °C

Type : Plate Heat Exchanger

Dasar Pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar

Waktu operasi : 60 menit

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu
199 °F	Suhu Tinggi	113 °F	86 °F
104 °F	Suhu Rendah	86 °F	18 °F
95 °F	Beda Suhu	27°F	68 °F

Fluida panas

$$T_a = (199 + 104) / 2 = 151,5 \text{ °F}$$

$$\text{Pada } T = 151,5 \text{ °F}$$

$$\rho = 57,84 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 43,56 \text{ lb/ft jam (didekati dengan data cotton seed oil, Kern)}^{[20]}$$

$$c = 0,29 \text{ btu/lb °F}$$

$$k = 0,10 \text{ btu/ft.jam.°F}$$

Fluida dingin

$$T_a = (86 + 113) / 2 = 99,5 \text{ °F}$$

$$\text{Pada } T = 99,5 \text{ °F}$$

$$\rho = 62 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1,67 \text{ lb/ft jam}$$

$$c = 1 \text{ btu/lb °F}$$

$$k = 0,36 \text{ btu/ft.jam.°F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{86 - 18}{\ln(86 / 18)} = 43,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$NTU = \frac{\Delta t}{\Delta T_{LMTD}}$$

$$NTU_1 = \frac{86}{43,5} = 1,98$$

$$NTU_2 = \frac{18}{43,5} = 0,41$$

PHE yang ada dipasaran mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

- Spasi plate rata-rata (b) = 4 mm
- Luas area PHE (As) = 0,0733 m² = 0,7887 ft²
- Lebar plate (W) = 0,485 m
- Panjang plate (L) = 0,735 m
- D = 0,079 m

$$\text{Hydraulic diameter (de)} = 2b/1,17 = 2 \cdot 4 \cdot 10^{-3} / 1,17 = 0,00684 \text{ m} = 0,0224 \text{ ft}$$

$$\text{Asumsi pressure drop} = 6 \text{ psi} = 137.895,2 \text{ Pa}$$

Koefisien Perpindahan Panas Total

Fluida Panas (minyak)	Fluida Dingin (air)
<p>Dari Neraca massa didapat:</p> <p>Massa minyak = 5.219,54 kg</p> <p>Asumsi lama pemanasan 1 jam</p> <p>Laju massa = 11.506,98 lb/jam</p>	<p>Massa air = 4.620,23 kg</p> <p>Laju massa = 10.185,76 lb/jam</p>

$J_1 = \frac{2,5\mu^{0,3}}{2.\Delta P}$ $J_1 = \frac{2,5 \times 43,56^{0,3}}{2 \times 6} = 0,65$ $J_2 = 0,28 \left(\frac{c.\mu}{k} \right)^{0,4} . k . \mu^{-0,65}$ $J_2 = 0,28 \times \left(\frac{0,29 \times 43,56}{0,10} \right)^{0,4} \times 0,10 \times 43,56^{-0,65}$ $= 0,02$ $h = \left(\frac{j_2}{j_1^{0,241}} \right) \left(\frac{m}{As} \right) d_e^{-0,28}$ $h = 764,83 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$J_1 = \frac{2,5\mu^{0,3}}{2.\Delta P}$ $J_1 = 0,24$ $J_2 = 0,28 \left(\frac{c.\mu}{k} \right)^{0,4} . k . \mu^{-0,65}$ $J_2 = 0,13$ $h = \left(\frac{j_2}{j_1^{0,241}} \right) \left(\frac{m}{As} \right) d_e^{-0,28}$ $h = 7.045,05 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
---	--

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \frac{\text{wall thickness}}{\text{wall conductivity}}$$

$$\text{tebal dinding} = 0,0006 \text{ m} = 0,00197 \text{ ft}^{[23]}$$

$$\text{konduktivitas dinding} = 14,9 \text{ W/m}^\circ\text{C} = 8,61 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{764,83} + \frac{1}{7.045,05} + \frac{0.00197}{8,61} = 0,0018$$

$$U_{clean} = 570,07 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{design} = 1,1 U_{clean}$$

$$U_{design} = 1,1 . 570,07 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 627,07 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas Permukaan:

$$Q = U_D A \Delta T_{LMTD}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

dari neraca panas didapatkan $Q = 289.896,47 \text{ kJ} = 274.767,75 \text{ Btu}$

$$A = \frac{274.767,75}{627,07 \times 43,49} = 10,08 \text{ ft}^2 = 0,94 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah plate untuk perpindahan panas (n)} = \frac{A}{A_s} = 12,8$$

$$\text{jumlah plate total} = n + 2 = 15 \text{ plate}$$

Pressure drop di Channels

Fluida Panas	Fluida Dingin
$G = m/Sc$ $Sc = W.b = 0,485 \times 0,004$ $= 0,00194 \text{ m}^2$ $G = 747,36 \text{ kg/m}^2.s$ $Re = \frac{G.de}{\mu}$ $= \frac{747,36 \text{ kg/m}^2.s \cdot 0,00684 \text{ m}}{18.10^{-3} \text{ kg/m.s}}$ $= 283,90$	$G = m / Sc$ $G = 661,55 \text{ kg/m}^2.s$ $Re = \frac{G.de}{\mu}$ $= \frac{661,55 \text{ kg/m}^2.s \cdot 0,00684 \text{ m}}{0,69.10^{-3} \text{ kg/m.s}}$ $= 6.553,70$

$f = \frac{1,17}{Re^{0,27}} = 0,25$ $\Delta P = \frac{2G^2 L \cdot f}{\rho \cdot de} = 32.974,65 \text{ Pa}$	$f = \frac{1,17}{Re^{0,27}} = 0,11$ $\Delta P = \frac{2G^2 L \cdot f}{\rho \cdot de} = 3.147,70 \text{ Pa}$
--	---

Pressure drop di Ports

Fluida Panas	Fluida Dingin
$Sp = \frac{22}{7} \cdot \frac{D^2}{4} = 0,0049$ $G = m/Sp$ $G = 295,67 \text{ kg/m}^2 \cdot s$ $Re = \frac{G \cdot de}{\mu}$ $= \frac{295,67 \text{ kg/m}^2 \cdot s \cdot 0,00684 \text{ m}}{18 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot s}$ $= 112,32$ $f = \frac{1,17}{Re^{0,27}} = 0,33$ $\Delta P = \frac{2G^2 L \cdot f}{\rho \cdot de} = 6.629,48 \text{ Pa}$ $\Delta P_{total} = \Delta P_{channel} + \Delta P_{port}$ $= 32.974,65 + 6.629,48$ $= 39.604,13 \text{ Pa}$	$G = m / Sp$ $G = 261,73 \text{ kg/m}^2 \cdot s$ $Re = \frac{G \cdot de}{\mu}$ $= \frac{261,73 \text{ kg/m}^2 \cdot s \cdot 0,00684 \text{ m}}{0,69 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot s}$ $= 2.592,80$ $f = \frac{1,17}{Re^{0,27}} = 0,14$ $\Delta P = \frac{2G^2 L \cdot f}{\rho \cdot de} = 2.076,22 \text{ Pa}$ $\Delta P_{total} = \Delta P_{channel} + \Delta P_{port}$ $= 3.147,70 + 2.076,22$ $= 5.223,92 \text{ Pa}$

Asumsi pressure drop =6 psi (41.368,56 Pa) dianggap benar karena pressure drop total pada fluida dingin dan panas tidak melebihi 6 psi

Spesifikasi Cooler DNB Oil :

- Jenis alat : Plate heat exchanger
- Spasi plate rata-rata (b) : 4 mm
- Luas area PHE (As) : 0,0733 m²
- Lebar plate (W) : 0,485 m
- Panjang plate (L) : 0,735 m
- Port nozzle (D) : 0,079 m
- Tebal dinding : 0,0006 m
- Hydraulic diameter (de) : 0,00684 m
- Jumlah plate : 15
- Pressure drop : 41.368,56 Pa
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 60 menit

36. Tangki Penambahan Antioksidan (F-360)

- Fungsi : Tempat untuk menampung minyak dari Bleaching dan pemberian antioksidan
- Tipe : Tangki vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk flat dengan dilengkapi pengaduk.
- Dasar pemilihan : Harga murah, maintenance mudah.
- Kapasitas : 5.219 kg/hari (2.610,55 Kg/batch)

Diketahui :

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kg/batch)
Minyak	5.220,06	2.610,03
Histidine	0,52	0,26
ascorbic acid	0,52	0,26
Total	5.221,11	2.610,55

Karena massa antioksidan yang sangat sedikit maka diasumsi :

densitas larutan = densitas minyak biji kapuk

Perhitungan :

$$\text{Volume total} = \frac{\text{massa total}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{2.610,55}{926,5} = 2,82 \text{ m}^3 = 2.817,65 \text{ L} = 99,50 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume ruang kosong adalah 20 % dari volume liquid, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 2,82$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 3,52 \text{ m}^3 \\ &= 3.522,06 \text{ L} \\ &= 124,38 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat.

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(1,5 \times \frac{\pi}{4}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = \frac{3,52}{\left(1,5 \times \frac{\pi}{4}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,44 \text{ m} = 4,73 \text{ ft}$$

$$\text{Perbandingan L/D} = 1,5$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times D$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,5 \times 1,44 = 2,16 \text{ m} = 7,09 \text{ ft}$$

(standarisasi menjadi 8 ft)

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right)$$

$$124,38 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 8 \text{ ft} \right)$$

$$\text{Diameter tangki} = 4,45 \text{ ft} = 1,36 \text{ m}$$

Dengan :	tekanan	= 14,69 lb/in ²
	Diameter	= 4,45 ft = 53,39 in (Rc)
	F	= 18.750 lb/in ² [21]
	C	= 0,125 in [21]
	E	= 0,85 [21]

$$\text{tebal silinder} = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6P)} + C^{[21]}$$

$$\text{tebal silinder} = \frac{14,69 \times 53,39}{2 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,69)} + 0,125$$

$$\text{tebal silinder} = 0,15 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = \text{volume total liquid}$$

$$\text{Volume liquid di silinder} = 2,82 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times \text{volume liquid di silinder}}{\pi \times D^2}$$

$$\text{Tinggi liquid di silinder} = \frac{4 \times 2,82}{\pi \times 1,36^2} = 1,95 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{sg} \times \text{tinggi liquid di silinder}}{\text{diameter tangki}}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{0,9265 \times 1,95}{1,36} = 1,3 \sim \text{dianggap } 2$$

Perhitungan pengaduk:

Dipilih jenis pengaduk = three blade propeller

Dari Geankoplis 3 ed, tabel 3.4-1, p. 144 : ^[19]

Diameter impeller (D_a) = 0.3 diameter tangki

$$D_a = 0,3 \times 1,36 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

$$J/D_t = 0,1$$

$$J = 0,1 \times 1,36 = 0,14 \text{ m}$$

$$E/D_t = 0,3$$

$$E = 0,3 \times 1,36 \text{ m} = 0,41 \text{ m}$$

Dimana: D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

J = lebar baffle

E = jarak pengaduk dengan dasar tangki

Kecepatan agitator diambil 100 rpm

$$N_{Re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \quad [19]$$

Dimana: Da = diameter impeler, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb / ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{(100/60) \text{ putaran/dtk} \times (0,41 \text{ m})^2 \times 926,5 \text{ Kg/m}^3}{15 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}}$$

$$N_{Re} = 11.359,75$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 2 ed, hal 155, diperoleh $N_p = 0,9$ ^[19]

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$P = 0,9 \times 926,5 \times (100/60)^3 \times 0,41^5$$

$$P = 0,0061 \text{ W} = 6,06 \cdot 10^{-6} \text{ Kw} = 8,13 \cdot 10^{-6} \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 80 %^[22]

$$Hp = \frac{8,13 \cdot 10^{-6}}{0,80} = 1,02 \cdot 10^{-5} \text{ Hp}$$

$$\text{Untuk dua pengaduk} = 2,03 \cdot 10^{-5} \text{ Hp} \sim 0,25 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Tangki Penambahan Antioksidan :

- Kapasitas = 124,38 ft³
- Diameter = 4,45 ft = 1,36 m
- Tinggi = 8 ft = 2,44 m
- Tebal = 3/16 in
- Tipe = Tangki vertikal, tutup atas dan bawah berbentuk flat
dengan dilengkapi pengaduk
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah
- Waktu operasi = 30 menit

37. Pompa Vibratory Screen

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.5053 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho \text{ camp} = 57.7709 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.5053)^{0,45} \cdot (57.7709)^{0,13} = 4.8603 \text{ in}$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 5 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : $ID = 5.0470 \text{ in} = 0.4206 \text{ ft}$; $OD = 5,563 \text{ in}$; $A = 0.1389 \text{ ft}^2$

W_s dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 3.6387 \text{ ft/s}$$

$\mu \text{ camp} = 0.0003 \text{ lbm/ft.s}$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 300216.0407 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar disbanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2058 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.6173 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 2.4691 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0004 \rightarrow f = 0.0046 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.1398 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.2058 + 0.6173 + 2.4691 + 0.1398 = 3.4319 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.1064 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 19 \text{ psi}$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.6387 - 0^2 = 3.6387 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -6.8553 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ }^{[22]}$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.45 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan miscella dari vibratory screen menuju tangki penampung miscella

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 51.5084 m³/jam

Power motor : 0,5 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

38. Pompa Penampung Miscella Oil

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 12 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.1925 ft³/s

$\rho \text{ camp} = 57.7709 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$\text{ID opt} = 3,9 Q_r^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.1925)^{0,45} \cdot (57.7709)^{0,13} = 3.1482 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 6 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : ID = 6.0650 in = 0.5054 ft; OD = 6,625 in; A = 0.2005 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{\xi}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 0.9599 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 0.0003 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 95171.5374 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0.55 (1 - (A_1/A_2))^{1.25}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0.55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0143 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0.75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0430 \text{ ft.lbf/lbm (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.1718 \text{ ft.lbf/lbm (globe valve)}$$

$$\text{commercial steel : } E = 4.6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D} = 0.0003 \rightarrow f = 0.0048 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 9.8030 \text{ ft}$$

$$F_f = 4.f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2.g_c} = 0.0053 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0143 + 0.0430 + 0.1718 + 0.0053 = 0.2344 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.1505 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 0.9599 - 0^2 = 0.9599 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -5.0766 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.13 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan miscella dari tangki penampung miscella ke centrifugal separator I

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 19.6222 m³/jam

Power motor : 0,75 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

39. Pompa Evaporator

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.0053 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho \text{ camp} = 57.2531 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : laminar

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$\text{ID opt} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu^{0,118} = 3,9 \cdot (0.0053)^{0,36} \cdot (16)^{0,18} = 0.7494 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1/8 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 0.8240 in = 0.067 ft; OD = 1,0500 in; A = 0,0037 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \text{ [19]}$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 1,4327 \text{ ft/s}$$

$\mu \text{ camp} = 0,0108 \text{ lbm/ft.s}$

$$N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 523,6892 \text{ (laminar)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 24 buah *elbow* 90⁰ dengan $K_f = 0,75$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0,0957 \text{ ft.lbm/lbm} \quad (\text{elbow } 90^0)$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0,0022 \rightarrow f = 16 / N_{Re} = 0,0306$$

Panjang pipa lurus = 180 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 10,2196 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0,0957 + 10,2196 = 10,3153 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 13,75 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 2,67$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 1,4327 - 0^2 = 1,4327 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = - 452,7078 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0,31 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari centrifugal separator I sampai ke drum separator

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : $0,5406 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power motor : 0,5 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

40. Pompa Tangki Penampung Crude Oil

Perhitungan:

Pompa bekerja selama 16 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.2221 ft³/s

ρ camp = 57.8390 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.2221)^{0,45} \cdot (57.8390)^{0,13} = 3.3584 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 3.5480 in = 0.2957 ft; OD = 4,000 in; A = 0.0686 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 3.2371 \text{ ft/s}$$

μ camp = 0.00033541 lbm/ft.s

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 165046.0118 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_4^2}{2 \alpha g_c} = 0.0896 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \alpha g_c} = 0.3664 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \alpha g_c} = 1.9542 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0005 \rightarrow f = 0.0050 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 9.80299 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 g_c} = 0.1080 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0896 + 0.3664 + 1.9542 + 0.1080 = 2.3206 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 3.5900 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.2371 - 0^2 = 3.2371 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -118.0228 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa (η) = 80% ^[22]

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 3.45 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan crude oil dari tangki penampung crude oil ke tangki degumming I

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 22.6462 m³/jam

Power motor : 4 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

41. Pompa Tangki Degumming I

Perhitungan:

Pompa bekerja selama 16 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.2224 ft³/s

$\rho_{\text{camp}} = 57.7709 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.2224)^{0,45} \cdot (57.7709)^{0,13} = 3.3597 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 3.5480 in = 0.2957 ft; OD = 4,000 in; A = 0.0686 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V_4 = \frac{Q}{A} = 3.2410 \text{ ft/s}$$

$$\mu \text{ camp} = 0.0003 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 165001.9652 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0.55 (1 - (A_1/A_2))^{19}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_4 sehingga :

$$K_c = 0.55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0898 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0.75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.4897 \text{ ft.lbf/lbm (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.9588 \text{ ft.lbf/lbm (globe valve)}$$

$$\text{commercial steel : } E = 4.6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$\frac{F_e}{D} = 0.0005 \rightarrow f = 0.0048 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10.9868 \text{ ft}$$

$$F_f = 4.f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2.g_c} = 0.1165 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0898 + 0.4897 + 1.9588 + 0.1165 = 2.6548 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 2.4462 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.2410 - 0^2 = 3.2410 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$W_s = -81.3578 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 2.38 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari tangki degumming I ke degumming II

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 22.6729 m³/jam

Power motor : 3 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

42. Pompa Tangki Degumming II

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.0292 ft³/s

ρ camp = 57.8883 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_r^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0292)^{0,45} \cdot (57.8883)^{0,13} = 1.3471 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1 ¼ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 1.3800 in = 0.1150 ft; OD = 1,660 in; A = 0.0104 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 2.8095 \text{ ft/s}$$

μ camp = 0.0004 lbm/ft.s

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 50481.5552 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0675 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ [19]

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2760 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.4720 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0013 \rightarrow f = 0.0065 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3}^{\text{rd}} \text{ ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 9.9135 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.2749 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0675 + 0.2760 + 1.4720 + 0.2749 = 2.2131 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.9658 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.8095 - 0^2 = 2.8095 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -33.2883 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80% [22]

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.13 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari tangki degumming II ke filter press I

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : $2.9734 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 buah

43. Pompa Filter Press I

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.0292 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho_{\text{camp}} = 57.8394 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$\text{ID opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0292)^{0,45} \cdot (57.8394)^{0,13} = 1.3475 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $1 \frac{1}{4}$ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 1.3800 in = 0.1150 ft; OD = 1,660 in; A = 0.0104 ft^2

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \text{ [19]}$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 2.8119 \text{ ft/s}$$

$$\mu \text{ camp} = 3.74378\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 499577.9028 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2))^{[19]}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0676 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.7372 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^5 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0013 \rightarrow f = 0.0050 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 9.8030 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.2095 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0676 + 0.7372 + 0.2095 = 1.0143 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.7800 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.8119 - 0^2 = 2.8119 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$W_s = -26.1110 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.10 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari filter press I menuju dryer I

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : $2.9759 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

44. Pompa Dryer I

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.0288 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho \text{ camp} = 57.8394 \text{ lb/ft}^3 \quad [19]$

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0288)^{0,45} \cdot (57.8394)^{0,13} = 1.3401 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1 ¼ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

$$A.5 \text{ diperoleh : } ID = 1.3800 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft; } OD = 1,660 \text{ in; } A = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 2.7777 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 9.09205E-05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 203205.9659 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0659 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ [19]

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \alpha \cdot g_c} = 0.2698 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \alpha \cdot g_c} = 1.4388 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

$$\text{commercial steel : } E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D} = 0.0013 \rightarrow f = 0.0055 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3}^{\text{rd}} \text{ ed hal 88}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 9.9135 \text{ ft}$$

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.2274 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0659 + 0.2698 + 1.4388 + 0.2274 = 2.1219 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.7800 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.7777 - 0^2 = 2.7777 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -27.5470 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.10 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari dryer I menuju cooler degumming oil

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 2.9397 m³/jam

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

45. Pompa Cooler Degumming Oil

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.0294 ft³/s

ρ camp = 57.8394 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

ID opt = 3,9 $Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0294)^{0,45} \cdot (57.8394)^{0,13} = 1.3522$ in

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1 ¼ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 1.3800 in = 0.1150 ft; OD = 1,660 in; A = 0.0104 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 2.8337 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 7.31317\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 257730.9344 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2))^{[19]}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.1248 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2808 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.4975 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0013 \rightarrow f = 0.0055 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = ft

$$F_f = 4.f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2.g_c} = 0.3477 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.1248 + 0.2808 + 1.4975 + 0.3477 = 2.2507 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 1.4674 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 19 \text{ psi}$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.8337 - 0^2 = 2.8337 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -49.1329 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.19 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari cooler menuju tangki netralisasi

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : $2.9990 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

46. Pompa Tangki Netralisasi

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 20 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.2197 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho \text{ camp} = 58.0756 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.2197)^{0,45} \cdot (58.0756)^{0,13} = 3.3438 \text{ in}$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $3 \frac{1}{2} \text{ in}$ sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : $ID = 3.5480 \text{ in} = 0.2957 \text{ ft}$; $OD = 4,000 \text{ in}$; $A = 0.0686 \text{ ft}^2$

W_s dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 3.2021 \text{ ft/s}$$

$\mu \text{ camp} = 6.2798\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 1590133.7829 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0876 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.3585 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.9561 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0005 \rightarrow f = 0.0045 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 14.7101 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.1427 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0876 + 0.3585 + 0.9561 + 0.1427 = \text{ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.2021 - 0^2 = 3.2021 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -1.5449 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80% ^[22]

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.04 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari tangki netralisasi menuju
centrifugal separator II

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 22.4012 m³/jam

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

47. Pompa Centrifugal Separator II

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 20 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.3359 ft³/s

ρ camp = 57.9900 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

ID opt = $3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.3359)^{0,45} \cdot (57.9900)^{0,13} = 4.0465$ in

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 5 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : ID = 5.0470 in = 0.4206 ft; OD = 5,563 in; A = 0.1389 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 2.4189 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 8.5127\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 693015.2995 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2))^{[19]}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar disbanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0500 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2046 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.0911 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0004 \rightarrow f = 0.0045 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 20.0413 ft

$$F_f = 4.f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2.g_c} = 0.0780 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0500 + 0.2046 + 1.0911 + 0.0780 = \text{ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.6677 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.4189 - 0^2 = 2.4189 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -22.9047 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 1.76 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan centrifugal separator II menuju tangki washing

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 34.2407 m³/jam

Power motor : 2 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

48. Pompa Tangki Washing

Pompa bekerja selama 20 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.0843 ft³/s

ρ camp = 57.7709 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0843)^{0,45} \cdot (57.7709)^{0,13} = 2.1711 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 5 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : ID = 2.4690 in = 0.2057 ft; OD = 2.8750 in; A = 0.0332 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 2.5364 \text{ ft/s}$$

μ camp = 0.0003 lbm/ft.s

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 102375.0836 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar disbanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.1000 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90⁰ dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2999 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^0)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.1997 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0007 \rightarrow f = 0.0050 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = 13.7505 ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.1336 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.1000 + 0.2999 + 1.1997 + 0.1336 = 1.7333 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 2.2558 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.5364 - 0^2 = 2.5364 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -74.3114 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa (η) = 80% ^[22]

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.82 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari tangki washing menuju centrifugal III

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 8.5926 m³/jam

Power motor : 1 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

49. Pompa Centrifugal III

Pompa bekerja selama 30 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.0562 ft³/s

ρ camp = 57.7709 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

ID opt = 3,9 $Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0562)^{0,45} \cdot (57.7709)^{0,13} = 1.8087$ in

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : ID = 2.0670 in = 0.1722 ft; OD = 2.3750 in; A = 0.0233 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 2.4119 \text{ ft/s}$$

$$\mu \text{ camp} = 0.0003 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 81499.1985 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0.55 (1 - (A_1/A_2))^{[19]}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_4 sehingga :

$$K_c = 0.55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0904 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0.75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2712 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.0848 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

$$\text{commercial steel : } E = 4.6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D} = 0.0009 \rightarrow f = 0.0048 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10.2558 \text{ ft}$$

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.1033 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0904 + 0.2712 + 1.0848 + 0.1033 = 1.5498 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.6558 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.4119 - 0^2 = 2.4119 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -22.6495 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.17 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan dari centrifugal III menuju dryer II

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : $5.7267 \text{ m}^3/\text{jam}$

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

50. Pompa Dryer II

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 30 menit dalam sehari

Laju volumetrik air = $0.2115 \text{ ft}^3/\text{s}$

$\rho \text{ camp} = 58.2246 \text{ lb/ft}^3 \quad [19]$

Asumsi aliran : *turbulen*

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_r^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.2115)^{0,45} \cdot (58.2246)^{0,13} = 3.2880 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 3.5480 in = 0.2957 ft; OD = 4,000 in; A = 0.0686 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 3.0822 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 0.0003 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 181848.0144 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar disbanding A_4 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.1476 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6 \quad [19]$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.3322 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.7716 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

$$\text{commercial steel : } E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D} = 0.0005 \rightarrow f = 0.0012 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3}^{\text{rd}} \text{ ed hal 88}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 17.6089 \text{ ft}$$

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.0422 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.1476 + 0.3322 + 1.7716 + 0.0422 = \text{ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 3.7578 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.0822 - 0^2 = 3.0822 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$W_s = -123.1962 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ }^{[22]}$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 3.45 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari dryer II menuju tangki bleaching

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 21.5625 m³/jam

Power motor : 4 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

51. Pompa Tangki Bleaching

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.2073 ft³/s

$\rho_{\text{camp}} = 57.8394 \text{ lb/ft}^3$ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$ID_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.2073)^{0,45} \cdot (57.8394)^{0,13} = 3.2552 \text{ in}$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app

A.5 diperoleh : ID = 3.5480 in = 0.2957 ft; OD = 4,000 in; A = 0.0686 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke *tee*

$$V = \frac{Q}{A} = 3.0203 \text{ ft/s}$$

$$\mu_{\text{camp}} = 9.34245\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{D.v\rho}{\mu} = 552848.2013 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2))^{1/9}$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar dibanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.1418 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.3190 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \cdot \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1.7011 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0005 \rightarrow f = 0.0045 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = ft

$$F_f = 4.f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2.g_c} = 0.0847 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.1418 + 0.3190 + 1.7011 + 0.0847 = 2.3245 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 0.5458 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 3.0203 - 0^2 = 3.0203 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{gc \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$W_s = -19.8867 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \quad [22]$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.54 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari tangki bleaching menuju filter press II

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 17.9596 m³/jam

Power motor : 0,75 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

52. Pompa Filter Press II

Perhitungan :

Pompa bekerja selama 2 jam dalam sehari

Laju volumetrik air = 0.0138 ft³/s

ρ camp = 57.8394 lb/ft³ [19]

Asumsi aliran : turbulen

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

$$ID_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} = 3,9 \cdot (0.0138)^{0,45} \cdot (57.8394)^{0,13} = 0.9625 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1 in sch 40 dan dari Geankoplis 3rd ed app A.5

diperoleh : ID = 1.0490 in = 0.0874 ft; OD = 1,315 in; A = 0.0060 ft²

Ws dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad [19]$$

Perhitungan ΣF :

Losses karena kontraksi dari tangki ke pipa dan friksi pada pipa lurus dari tangki ke tee

$$V = \frac{Q}{A} = 2.3039 \text{ ft/s}$$

μ camp = 4.79785E-05 lbm/ft.s

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \rho}{\mu} = 242786.3160 \text{ (turbulen)} \rightarrow \text{asumsi cocok}$$

a. *Losses* karena kontraksi dari tangki ke pipa, h_c :

$$K_c = 0,55 (1 - (A_1/A_2)) \quad [19]$$

$A_1/A_2 = 0$; karena A_1 terlalu besar disbanding A_2 sehingga :

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen : $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.0825 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

b. Losses karena friksi pada pipa lurus, fitting, F_f :

Digunakan 4 buah *elbow* 90° dengan $K_f = 0,75$ dan 2 buah *globe valve* (*wide open*) dengan $K_f = 6$ ^[19]

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.2475 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (elbow } 90^\circ)$$

$$h_f = K_f \frac{v_4^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0.9898 \text{ ft.lbf/lb}_m \text{ (globe valve)}$$

commercial steel : $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = 0.0017 \rightarrow f = 0.0060 \text{ fig. 2.10-3, Geankoplis 3rd ed hal 88}$$

Panjang pipa lurus = ft

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L}{D} \frac{v_4^2}{2 \cdot g_c} = 0.2220 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = 0.0825 + 0.2475 + 0.9898 + 0.2220 = 1.5418 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Delta Z = 1.0824 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v^2 = v_4^2 - v_5^2 = 2.3039 - 0^2 = 2.3039 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{1}{g_c \times 2 \times \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$W_s = -36.3679 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\% \text{ }^{[22]}$$

$$\text{brakeup hp} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} = 0.07 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : untuk mengalirkan minyak dari filter press II ke tangki antioksidan

Tipe : *centrifugal pump*

Laju aliran pompa : 1.4089 m³/jam

Power motor : 0,25 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Harga peralatan sering mengalami perubahan karena kondisi ekonomi. Untuk memperkirakan harga peralatan sekarang diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sebelumnya menjadi harga ekivalen sekarang. Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah metode Cost Index yang dihitung dengan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\text{Cost index saat ini}}{\text{Cost index pd tahun A}} \times \text{Harga Alat pd Tahun A}$$

Pada Prarencana pabrik Minyak Goreng dari Biji Kapuk ini, harga peralatan yang digunakan didasarkan pada harga alat yang terdapat pada pustaka Peters&Timmerhauss dan situs www.matche.com. Cost index yang digunakan adalah dari Marshall & Swift Cost Index. Untuk peralatan tangki menggunakan peralatan lokal karena harga tangki lokal lebih murah daripada harga impor, contohnya harga tangki netralisasi :

Harga tangki lokal = Rp80.000,-/ kg (termasuk ongkos pembuatan).

$$\rho_{\text{stainless steel}} = 489 \text{ lb/ft}^3 [10]$$

$$\text{Volume stainless steel} = \pi \times D \times T \times \text{tebal shell} = 3,14 \times (4,45 \times 8 \times 0,016) \text{ ft} = 1,79 \text{ ft}^3$$

$$\text{Massa tangki} = 489 \text{ lb/ft}^3 \times 1,79 \text{ ft}^3 = 875,31 \text{ lb} = 397,034 \text{ kg}$$

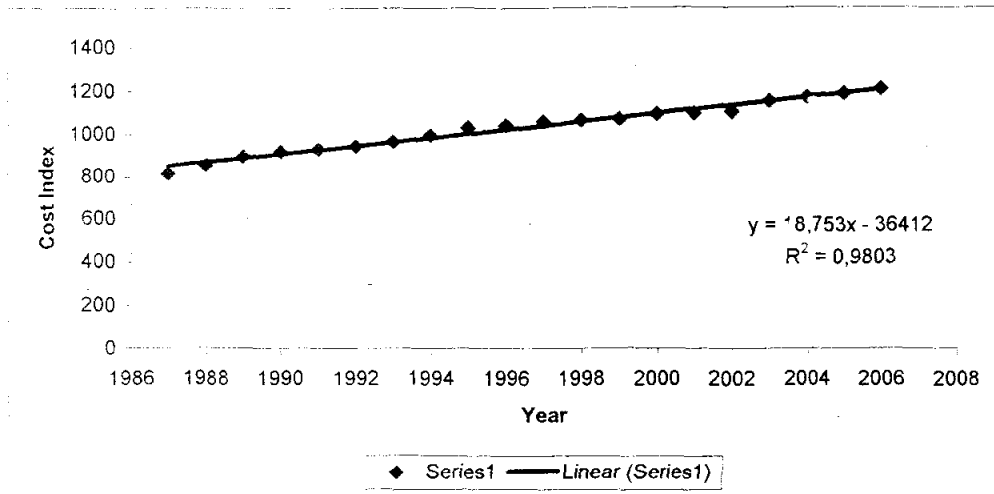
$$\text{Harga tangki} = \text{Rp}80.000,-/\text{kg} \times 397,034 \text{ kg} = \text{Rp}31.736.887,90$$

$$\text{Harga tangki impor} = 10.200 \text{ USD} \times \text{Rp}9.000,- = \text{Rp}91.800.000,-$$

D.1 Perhitungan Harga Peralatan

Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2003 = 1150,169

Diperkirakan pabrik didirikan tahun 2007 : dengan extrapolasi dari linierisasi data-data tahun sebelumnya didapatkan :



Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2007 = 1225,061

Contoh perhitungan :

Nama alat : Vibratory biji kapuk

Tipe : Vibratory conveyor dengan screen

Lebar Belt : 39 inch.

Panjang : 16,5 feet

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Harga Tahun 2003 : \$ 6.200 ^[42]

$$\text{Harga Tahun 2007} = \frac{1225,061}{1150,169} \times \$6.200 = \$6.604$$

Dengan cara yang sama, harga peralatan disajikan pada tabel D.1 untuk alat-alat proses dan D.2 untuk alat - alat utilitas.

Tabel D.1 Tabel harga alat proses impor

ALAT PROSES					
Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga 2003	Harga 2007	Harga Total
H-111	Vibratory	1	\$6.200	\$6.604	\$6.604
--	Blower	1	\$200	\$213	\$213
J-112	Belt Conveyor	1	\$2.300	\$2.450	\$2.450
B-110	Dryer	1	\$4.800	\$5.113	\$5.113
J-121	Bucket Elevator	1	\$8.800	\$9.373	\$9.373
C-120	Hammer Mill	1	\$28.000	\$29.823	\$29.823
H-210(a,b,c)	Ekstraktor	3	\$68.300	\$72.747	\$218.242
H-211	Vibratory Screen	1	\$16.600	\$17.681	\$17.681
L-212	Pompa vibratory screen	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
L-214	Pompa P. Miscella	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
H-215	Vibratory Conveyor Contactor	1	\$7.800	\$8.308	\$8.308
E-216	Condensor Solven	1	\$33.000	\$35.149	\$35.149
L-217	Pompa Evaporator	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
H-221	Centrifugal Separator I	1	\$16.900	\$18.000	\$18.000
L-222	Pompa Tg Crude Oil	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
L-218	Pompa Tg. Degumming I	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
V-220	Evaporator set	1	\$4.600	\$4.900	\$4.900
E-225	Condenser Solven II	1	\$1.100	\$1.172	\$1.172
L-223	Pompa Tg Degumming II	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
L-226	Pompa Filter Press I	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
L-224	Pompa Dryer I	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
L-311	Pompa Cooler D-Oil	1	\$2.000	\$2.130	\$2.130
F-310	Pengaduk T. Degumming I	1	\$500	\$533	\$533
F-312	Pengaduk Tangki H3PO4	1	\$200	\$213	\$213
L-313	Pompa Tg Netralisasi	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
F-320	Pengaduk T. Degumming II	1	\$500	\$533	\$533
E-321	Heater Air I	1	\$900	\$959	\$959
L-322	Pompa Centrifugal II	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
H-323	Filter press I	1	\$16.000	\$17.042	\$17.042
L-324	Pompa Tg Washing	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
B-325	Dryer I	1	\$1.900	\$2.024	\$2.024
L-326	Pompa Centrifugal III	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
E-327	Condensor Degumming Oil	1	\$1.500	\$1.598	\$1.598
L-331	Pompa Dryer II	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
F-330	Pengaduk Tangki Netralisasi	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065
F-333	Pengaduk Tangki NaOH	1	\$200	\$213	\$213
L-334	Pompa Tg Bleaching	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
H-335	Centrifugal Separator II	1	\$16.900	\$18.000	\$18.000
L-341	Pompa Filter Press II	1	\$2.800	\$2.982	\$2.982
E-342	Heater Air II	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065
F-340	Pengaduk Tangki Washing	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065
H-344	Centrifugal separator III	1	\$16.900	\$18.000	\$18.000
B-346	Dryer II	1	\$32.900	\$35.042	\$35.042
F-350	Pengaduk Tangki Bleaching	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065

H-353	Filter Press II	1	\$16.000	\$17.042	\$17.042
E-362	Condensor DNB oil	1	\$5.000	\$5.326	\$5.326
F-360	Pengaduk Tangki Antioksidan	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065
--	Mesin Filling	1	\$4.400	\$4.687	\$4.687
				Total	\$523.610
	Asumsi Kurs IUSD =	Rp10.000		Rp5.236.099.978,35	
	Perbandingan cost index =	1,06511			

Tabel D.2 Tabel harga alat proses yang dibeli dari dalam negeri (lokal)

Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga	Harga Total
F-122	Tangki Penampung Biji kapuk	1	Rp39.688.940	Rp39.688.940
F-219	Tangki Penampung Solven	1	Rp25.951.146	Rp25.951.146
F-213	Tangki Penampung Miscella	1	Rp43.700.625	Rp43.700.625
F-227	Tangki penampung crude oil	1	Rp32.574.884	Rp32.574.884
F-310	Tangki Degumming I	1	Rp32.093.482	Rp32.093.482
F-312	Tangki H3PO4	1	Rp1.470.951	Rp1.470.951
F-320	Tangki Degumming II	1	Rp32.093.482	Rp32.093.482
F-330	Tangki Netralisasi	1	Rp31.736.888	Rp31.736.888
F-333	Tangki NaOH	1	Rp2.139.565	Rp2.139.565
F-340	Tangki Washing	1	Rp32.806.671	Rp32.806.671
F-350	Tangki Bleaching	1	Rp30.667.105	Rp30.667.105
F-360	Tangki AntiOksidan	1	Rp32.093.482	Rp32.093.482
			Jumlah =	Rp337.017.222

Tabel D.3 Tabel harga alat utilitas

ALAT UTILITAS				
Nama Alat	Jumlah	Harga 2003	Harga 2007	Harga Total
Pompa air sumur	1	\$800	\$852	\$852
Pompa air ke bak sanitasi dan tangki carbon aktif	1	\$800	\$852	\$852
Pompa air ke tangki cation exchanger	1	\$800	\$852	\$852
Pompa air ke tangki anion exchanger	1	\$800	\$852	\$852
Pompa air ke penampung air demineralisasi	1	\$800	\$852	\$852
Pompa dari tangki demin ke boiler	1	\$800	\$852	\$852
Pompa dari utilitas ke proses	2	\$800	\$852	\$1.704
Boiler	1	\$35.000	\$37.279	\$37.279
Activated Carbon Filter	1	\$1.100	\$1.172	\$1.172
Cation & anion filter	2	\$1.200	\$1.278	\$2.556
Tangki penampung air demin.	1	\$1.000	\$1.065	\$1.065
Cooling Tower	1	\$3.300	\$3.515	\$3.515
Generator Set	1	\$120.000	\$127.814	\$127.814
			Total	\$180.217
			Rp1.802.172.735	

Total biaya peralatan = biaya alat proses + biaya alat utilitas = Rp7.375.289.934,94

D.2 Perhitungan Harga Bahan Baku

Bahan baku yang dibutuhkan antara lain :

1. Biji kapuk

Kebutuhan pertahun = 19.000 kg x 350 hari = 6.650.000 kg

Harga beli pertahun = Rp500 x 6.650.000 kg
= Rp3.325.000.000

2. Etanol (food grade)

Etanol awal yang diperlukan = 26.507,08 kg

Densitas etanol = 0,7307 kg/liter^[10]

Etanol awal yang diperlukan = (26.507,08 / 0,7307) liter
= 36.276,29 liter

Harga etanol perliter = Rp8.000

Harga etanol awal yang diperlukan = Rp8.000 x 36.276,29 liter
= Rp290.210.309,28

Biaya etanol awal masuk modal kerja (WCI)

Etanol hilang tiap hari = 163,45 kg/ hari

Etanol yang diperlukan tiap tahun = 163,45 kg/ hari x 350 hari
= 57.206,41 kg
= 78.289,87 liter

Harga beli etanol pertahun = Rp8.000 x 78.290 liter
= Rp626.318.986

3. H_3PO_4 (food grade)

Kebutuhan perhari = 3,73 kg

Kebutuhan pertahun = $3,73 \times 350 = 1.305,50$ kg

Densitas = 1,56 kg/liter^[10]

Kebutuhan pertahun = $(1.305,50 / 1,56)$ liter = 836,86 liter

Harga beli per liter = Rp3.500^[40]

Harga beli pertahun = $\text{Rp}3.500 \times 836,86 \text{ liter} = \text{Rp}2.929.006$

4. NaOH Food Grade

Kebutuhan perhari = 15,78 kg

Kebutuhan pertahun = $15,78 \times 350 = 5.523,00$ kg

Harga beli per liter = Rp3.000^[40]

Harga beli pertahun = $\text{Rp}3.000 \times 5.523,00 \text{ kg} = \text{Rp}16.569.000$

5. Adsorben

Harga bleaching earth = Rp.800,00 / kg

Kebutuhan perhari = 72,05 kg

Harga beli bleaching earth pertahun = $72,05 \text{ kg/hari} \times 350 \text{ hari} \times \text{Rp}800,00 / \text{kg}$
 $= \text{Rp}20.174.000$

Harga karbon aktif = Rp2.000,00 / kg

Kebutuhan karbon aktif perhari = 7,2 kg

Harga beli karbon aktif pertahun = $7,2 \text{ kg/hari} \times 350 \text{ hari} \times \text{Rp}2.000,00 / \text{kg}$
 $= \text{Rp}5.040.000$

6. Histidine

Kebutuhan histidine pertahun = $0,52 \text{ kg} \times 350 \text{ hari} = 182,00 \text{ kg}$

Harga perkg = Rp32.400,00^[40]

$$\begin{aligned}\text{Harga beli histidine setahun} &= 156,00\text{kg} \times \text{Rp}32.400,00 \\ &= \text{Rp}5.896.800\end{aligned}$$

7. Ascorbic Acid

$$\text{Kebutuhan ascorbic acid setahun} = 0,52 \text{ kg} \times 350 \text{ hari} = 182,00 \text{ kg}$$

$$\text{Harga perkg} = \text{Rp}32.400,00^{[40]}$$

$$\begin{aligned}\text{Harga beli ascorbic acid setahun} &= 182,00 \text{ kg} \times \text{Rp}32.400,00 \\ &= \text{Rp}5.896.800\end{aligned}$$

8. Botol kosong volume 1 liter

$$\text{Kebutuhan botol setahun} = 1.981.986,98 \text{ botol}$$

$$\text{Harga beli perbotol} = \text{Rp}500,00$$

$$\begin{aligned}\text{Harga beli total setahun} &= \text{Rp}500,00 \times 1.981.986,98 \text{ botol} \\ &= \text{Rp}990.993.492,41\end{aligned}$$

9. Resin kation dan anion

$$\text{Harga perliter anion dan kation resin masing-masing} = \text{Rp}25.000^{[40]}$$

$$\text{Harga beli awal} = 364 \text{ liter} \times \text{Rp}25.000 = \text{Rp}9.093.933$$

$$\begin{aligned}\text{Resin diganti tiap satu tahun, maka pembelian resin masuk dalam anggaran} \\ \text{pembelian rutin setahun} &= \text{Rp}9.093.933\end{aligned}$$

10. NaOH

$$\text{Harga perkg} = \text{Rp}2.500^{[40]}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan setahun} &= 1,39 \text{ kg/ hari} \times 350 \text{ hari} \\ &= 487 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Harga beli setahun} = 487 \text{ kg} \times \text{Rp}2.500 = \text{Rp}1.218.000$$

11. HCl

Harga perkg = Rp1.750 ^[40]

Kebutuhan pertahun = 1,27 kg/ hari x 350 hari

= 445 kg

Harga beli pertahun = 445 kg x Rp1.750 = Rp777.998

D.3 Perhitungan Biaya Utilitas

D.3.1. Biaya Bahan Bakar

Dalam 1 tahun dibutuhkan bahan bakar : 269.688 lt solar

Harga 1 liter solar = Rp5.810,00 ^[43]

Biaya bahan bakar/ tahun = Rp1.566.885.002,35

D.3.2. Biaya Listrik

Biaya listrik beban puncak = faktor k x biaya listrik non beban

Faktor k berharga $1,4 \leq k \leq 2$ ^[44]

Diambil k = 1,7

Biaya listrik beban puncak = 1,7 x Rp.400,00 = Rp.680,00

Untuk keperluan industri di atas 200 kVA hingga 30.000 kVA biaya abonemen perbulan adalah = Rp.30.000,00/ kVA

Tabel D.4 Daftar kebutuhan listrik dari PLN

Kebutuhan Listrik dari PLN				
Kebutuhan Daya (kVA)	harga satuan	abonemen/ bulan	pemakaian kWh/ bln	total/bulan
265,56	Rp30.000,00	Rp7.966.700,18	-	Rp7.966.700,18
beban puncak	Rp680,00	-	7.112,23	Rp4.836.316,22
non beban	Rp400,00	-	23.633,36	Rp9.453.345,69
			Total pertahun =	Rp267.076.345,04

D.4 Perhitungan Harga Jual Produk

Dalam satu tahun (365 hari) dipilih 350 hari kerja, 8 hari untuk libur hari raya, dan sisa 7 hari untuk shutdown pabrik, maintenance, dan perbaikan peralatan.

Produk yang berdaya jual dari pabrik Minyak Goreng Non Kolesterol dari Biji Kapuk ini adalah :

1. Minyak Goreng

Harga jual satuan = Rp14.850,00 perbotol

Produksi pertahun = 1.981.987 liter

Pendapatan pertahun = Rp29.432.506.725

2. Cake biji kapuk

Harga jual satuan = Rp400,00 /kg

Produksi pertahun = 4.162.900 kg

Pendapatan pertahun = Rp1.665.160.000

3. Lecithin

Harga jual satuan = Rp80,00/ gr

Produksi pertahun = 48.993 kg

Pendapatan pertahun = Rp3.919.472.280

4. Sabun (cair)

Harga jual satuan = Rp1.150,00/ kg

Produksi pertahun = 41.836,46 kg

Pendapatan pertahun = Rp48.111.923

D. 5 Perhitungan Gaji Karyawan

Untuk karyawan bagian proses, pengemasan, dan keamanan dilakukan sistem 3 shift/hari yang terdiri atas 4 regu secara bergantian.

Shift pergantian kerja dilakukan dengan cara seperti pada tabel di bawah ini.

Tabel D.5. Shift Pergantian Kerja

Regu	Hari											
	I	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan tabel : P = pagi S = siang M = malam L = libur

Jam pergantian shift untuk karyawan bagian proses, pengemasan, dan bagian keamanan berbeda. Untuk karyawan proses dan pengemasan, pergantian yang diterapkan adalah:

- Shift 1 : 06.30 – 14.30
- Shift 2 : 14.30 – 22.30
- Shift 3 : 22.30 – 06.30

Sedangkan untuk karyawan bagian keamanan, pergantian yang diterapkan adalah :

- Shift 1 : 05.30 – 13.30
- Shift 2 : 13.30 – 21.30
- Shift 3 : 21.30 – 05.30

Untuk karyawan non shift memiliki jam kerja :

- Senin-Jumat : 07.30 – 16.00
- Sabtu : 07.30 – 11.00

Gaji karyawan dalam 1 tahun dihitung sebanyak 13 bulan gaji, 1 bulan gaji digunakan untuk tunjangan hari raya karyawan. Tabel lengkap perhitungan gaji karyawan disajikan pada tabel D.5

Tabel D.6. Perhitungan Gaji Karyawan

Jabatan	Personil	Gaji/bln	Total Gaji/bln
Direktur Utama	1	Rp10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Direktur Manufaktur	1	Rp6.000.000,00	Rp6.000.000,00
Direktur Marketing dan Sales	1	Rp6.000.000,00	Rp6.000.000,00
Direktur Keuangan dan Administrasi	1	Rp6.000.000,00	Rp6.000.000,00
Direktur Umum dan Human Resource	1	Rp6.000.000,00	Rp6.000.000,00
Sekretaris Direksi	1	Rp1.500.000,00	Rp1.500.000,00
Sekretaris	4	Rp1.200.000,00	Rp4.800.000,00
Manajer Pembelian	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Produksi	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer RND	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer QA-QC	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Marketing	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Sales	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Keuangan	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Administrasi	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Perijinan dan Perpajakan	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Relasi Industri	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Teknik dan Maintenance	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Manajer Ketenagakerjaan	1	Rp3.000.000,00	Rp3.000.000,00
Kepala Keamanan	1	Rp1.700.000,00	Rp1.700.000,00
Bagian Pembelian	2	Rp900.000,00	Rp1.800.000,00
Karyawan Proses *	80	Rp900.000,00	Rp72.000.000,00
Karyawan RND	3	Rp1.000.000,00	Rp3.000.000,00
Karyawan QA * dan QC *	8	Rp1.000.000,00	Rp8.000.000,00
Karyawan Marketing	3	Rp900.000,00	Rp2.700.000,00
Bagian Penjualan	3	Rp900.000,00	Rp2.700.000,00
Karyawan Akuntan	3	Rp1.000.000,00	Rp3.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	Rp1.000.000,00	Rp3.000.000,00
Karyawan Perijinan dan Perpajakan	2	Rp900.000,00	Rp1.800.000,00
Karyawan Relasi Industri	3	Rp900.000,00	Rp2.700.000,00
Karyawan Utilitas *	4	Rp900.000,00	Rp3.600.000,00
Karyawan Maintenance *	4	Rp900.000,00	Rp3.600.000,00
Karyawan Ketenagakerjaan	3	Rp900.000,00	Rp2.700.000,00
Satpam *	8	Rp900.000,00	Rp7.200.000,00
Pekerja Gudang *	8	Rp850.000,00	Rp6.800.000,00
Pekerja Kebersihan *	8	Rp850.000,00	Rp6.800.000,00
TOTAL	168		Rp209.400.000,00

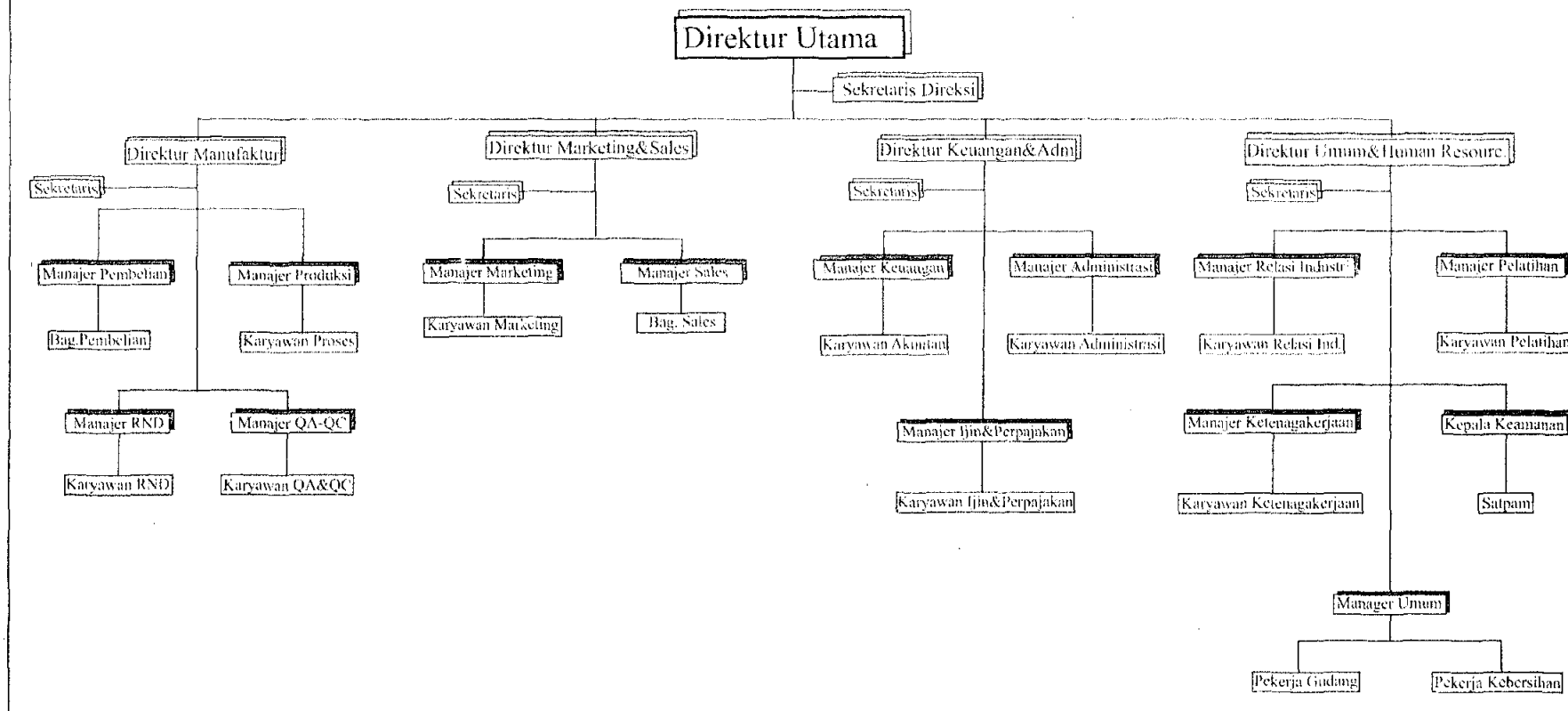
Keterangan : x = karyawan dengan shift kerja

Gaji karyawan dalam 1 tahun = Rp209.400.000,00 x 13 bulan = Rp2 722.200.000,00

Struktur organisasi pabrik minyak goreng dari biji kapuk adalah sebagai berikut :

STRUKTUR ORGANISASI

Pabrik Minyak Goreng dari Biji Kapuk



D.6 Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Luas tanah	= 11.528 m ²
Luas bangunan	= 6.293 m ²
Harga tanah per m ²	= Rp175.000,00
Harga bangunan per m ²	= Rp1.000.000,00
Harga tanah total	= Rp2.017.400.000,00
Harga bangunan	= Rp6.293.000.000,00
Total harga tanah dan bangunan	= Rp8.310.400.000,00

D.7 Perhitungan Modal Kerja (Working Capital Investment)

Modal kerja (WCI) adalah uang yang diinvestasikan dalam 1 atau 2 bulan untuk stok bahan baku, stok produk jadi dan setengah jadi yang sedang dalam proses, dan uang yang disimpan untuk pengeluaran rutin bulanan: gaji, bonus, pembelian bahan baku, dan pajak. Perhitungan detail WCI untuk dua bulan adalah sebagai berikut :

Kebutuhan bahan baku	= Rp1.020.948.260
Gaji karyawan	= Rp453.700.000
Utilitas	= Rp305.660.225
Biaya operasi	= Rp53.779.742
Biaya laboratorium	= Rp68.055.000 (analisa dilakukan 2x tiap hari)
Biaya supervisor dan juruketik	= Rp68.055.000
Pajak lokal	= Rp51.218.802
Asuransi	= Rp51.218.802
Bunga pinjaman bank	= Rp153.193.513

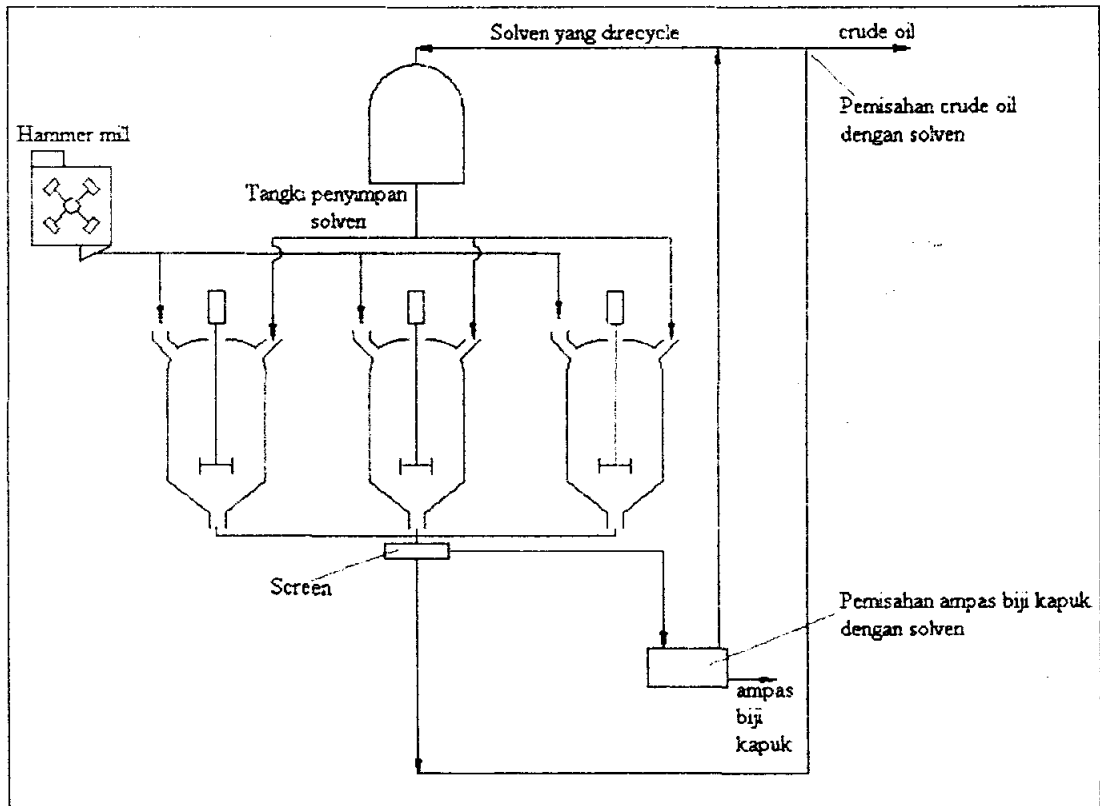
Biaya perbaikan pabrik	= Rp267.239.823
Biaya administrasi	= Rp68.055.000
Biaya distribusi, penjualan, dan promosi	= Rp501.074.669
Biaya riset dan pengembangan produk	= Rp100.214.934
Total WCI	= Rp3.167.414.170

APPENDIX E

TUGAS KHUSUS

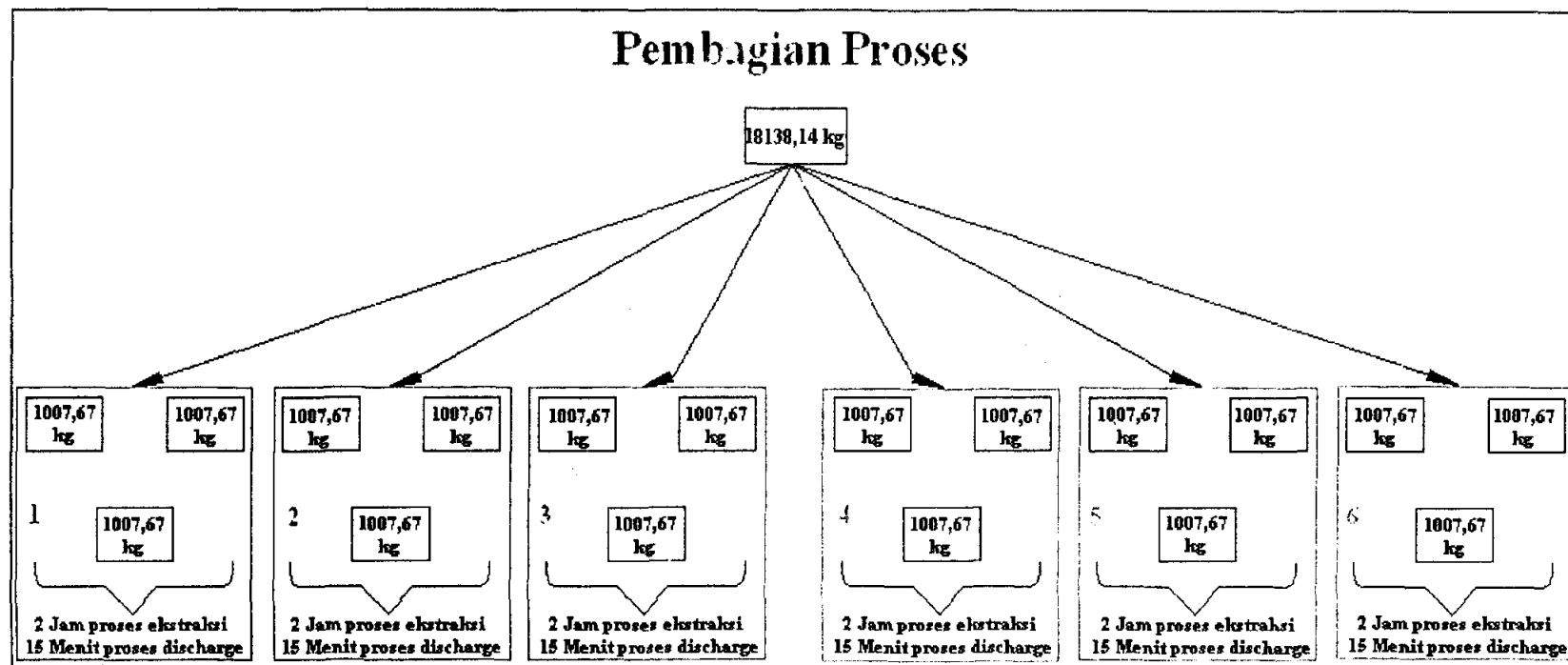
APPENDIX E TUGAS KHUSUS

E.1. Perancangan Ekstraktor



Gambar E.1. flowsheet ekstraktor sederhana

Kapasitas bahan baku (biji kapuk) yang diolah adalah sebesar 19000 kg/hari. Dalam satu hari dibagi menjadi 6 batch, 3166,67 kg/batch. Sebelum memasuki hammer mill, biji kapuk terlebih dahulu dikeringkan dengan dryer sehingga massa biji kapuk menjadi 3023,0241 kg/batch. Dalam satu batch dilakukan dalam tiga buah ekstraktor sehingga tiap ekstraktor mengekstrak biji kapuk sebesar 1007,6744 kg.



Gambar E.2. Pembagian proses ekstraksi dalam satu hari

Etanol yang direcycle berasal dari etanol yang masih terdapat di meal dan etanol yang masih terdapat di miscella. Neraca massa di ekstraktor dan jumlah etanol tiap hari dan tiap kali proses ekstraksi yang dapat direcycle dapat dilihat pada tabel seperti di bawah ini :

Tabel E.1. Neraca massa ekstraktor tiap hari (6 batch)

Ekstraktor			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Meal
Etanol	26.507,08	19.731,44	6.775,64
Minyak	5.700,00	5.554,81	145,19
Air terikat dalam padatan	544,14	0,00	544,14
Padatan	11.894,00	0,00	11.894,00
		25.286,25	19.358,98
Total	44.645,23	44.645,23	

Tabel E.2. Neraca massa ekstraktor tiap batch (dilakukan dalam 3 tangki)

Ekstraktor			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Meal
Etanol	4.417,85	3.288,57	1.129,27
Minyak	950,00	925,80	24,20
Air terikat dalam padatan	90,69	0,00	90,69
Padatan	1.982,33	0,00	1.982,33
		4.214,37	3.226,50
Total	7.440,87	7.440,87	

Tabel E.3. Neraca massa tiap tangki ekstraktor

Ekstraktor			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Meal
Etanol	1.472,62	1.096,19	376,42
Minyak	316,67	308,60	8,07
Air terikat dalam padatan	30,23	0,00	30,23
Padatan	660,78	0,00	660,78
		1.404,79	1.075,50
Total	2.480,29	2.480,29	

Meal terdiri dari :

Tabel E.4. Neraca massa pemisahan meal dengan solven tiap hari (6 batch)

Pemisahan Meal Dengan Solven			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Bawah	Atas
etanol	6.775,64	127,1	6.648,54
Air terikat dalam padatan	544,14	544,14	0
padatan	11.894	11.894	0
minyak	145,19	145,19	0
		12.710,43	6.648,54
Total	19.358,98	19.358,98	

Tabel E.5. Neraca massa pemisahan meal dengan solven tiap batch

Pemisahan Meal Dengan Solven			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Bawah	Atas
etanol	1.129,27	21,18	1.108,09
Air terikat dalam padatan	90,69	90,69	0,00
padatan	1.982,33	1.982,33	0,00
minyak	24,20	24,20	0,00
		2.118,4	1.108,09
Total	3.226,49	3.226,49	

Tabel E.6. Neraca massa pemisahan miscella dengan solven I tiap hari

Pemisahan Miscella dengan Solven I			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Miscella	Etanol
etanol	19.731,44	394,63	19.336,81
minyak	5.554,81	5.554,81	0
		5.949,44	19.336,81
Total	25.286,25	25.286,25	

Tabel E.8. Neraca massa pemisahan miscella dengan solven II tiap hari

Pemisahan Miscella dengan Solven II			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Liquid	Vapor
etanol	394,63	36,34	358,29
minyak	5.554,81	5.554,81	0
trigliserida	5.244,85	5.244,85	0
		5591,15	358,29
Total	5.949,44	5.949,44	

Tabel E.9. Neraca panas ekstraktor tiap hari

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
Biji kapuk :		Micella :	
Minyak	879.938,94	Minyak	522.983,11
Trigliserida	817.088,04	Trigliserida	485.162,39
FFA	20.875,57	FFA	12.469,53
Fosfatida	29.448,13	Fosfatida	17.785,33
Unsaponifiable	12.527,19	Unsaponifiable	7.565,86
Air	165.790,07	Etanol	3.079.504,29
Padatan	1.793.598,54		
		Meal :	
Etanol	436.704,52	Minyak	13.669,81
		Trigliserida	12.681,24
		FFA	325,93
		Fosfatida	464,88
		Unsaponifiable	197,76
		Air	102.401,53
		Padatan	1.103.879,21
		Etanol	1.057.480,84
Q steam	2.892.207,48	Q loss	289.320,75
Total	6.169.239,54	Total	6.169.239,54

Perancangan Alat

Fungsi : Untuk mengekstrak minyak dari biji kapuk dengan pelarut etanol.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konis dilengkapi dengan pengaduk.

Dasar pemilihan : Biaya lebih murah dan maintenance yang mudah.

Proses : Batch.

Perhitungan :

Dari neraca massa didapatkan massa bahan masuk untuk masing-masing tangki :

Padatan = 691,01 kg

Minyak = 316,67 kg

Etanol = 1472,62 kg

Tabel E.10. Densitas komponen-komponen yang terdapat dalam ekstraktor

Komponen	Massa (kg)	Densitas (kg/m ³)
Padatan	691,01	660
Minyak	316,67	926,5
Etanol	1472,62	730,7
Total =	2480,29	

Komp. Liquid	Massa (kg)	Densitas (kg/m ³)	Xi
Minyak	316,67	926,5	0,1770
Etanol	1472,62	730,7	0,8230
Total =	1789,28		1

$$\frac{1}{\rho_{\text{camp}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i} ; \rho_{\text{campuran liquid}} = 759,0913 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (kg)	Densitas (kg/m ³)	Xi
Padatan	691,01	680	0,2786
Liquid	1789,28	759,0913	0,7214
Total =	2480,29		1

bulk density padatan = 680 kg/m³

ρ campuran cair = 759,0913 kg/m³

$$\varepsilon = \frac{X_{\text{cairan}} / \rho_{\text{cairan}}}{X_{\text{cairan}} / \rho_{\text{cairan}} + X_{\text{pdt}} / \rho_{\text{pdt}}} = 0,6988$$

$\rho_{\text{mix}} = \varepsilon \cdot \rho_c + (1-\varepsilon) \cdot \rho_p$ (Geankoplis, pers 14.3-14)

$\rho_{\text{mix}} = 0,6988 \times 759,0913 + (1-0,6988) \times 680$

$= 735,27 \text{ kg/m}^3 = 45,9008 \text{ lb/ft}^3$

Dimana:

ρ_{mix} = massa jenis campuran (kg/m³)

ε = fraksi volume cairan

ρ = massa jenis cairan (kg/m³)

ρ_p = massa jenis padatan (kg/m³)

Perhitungan nozzle produk output

Diketahui : massa bahan dalam ekstraktor = 2480,29 kg

= 5468,10 lb

Densitas = 45,9008 lb/ft³ = 735,27 kg/m³

Viskositas = 0,0210 Pa.s^[25]

Output time = 15 menit

Perhitungan :

$$\text{rate volumetric (Q)} = \frac{2480,29 \text{ kg}}{(735,27 \text{ kg/m}^3 \times 15 \text{ menit})} = 0,00374816 \text{ m}^3/\text{s}$$

asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (peter \& timmerhaus 4ed, p 496)} \\ &= 0,363 \times 0,00374816^{0,45} \times 735,27^{0,13} = 0,0693 \text{ m} = 2,7285 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih steel pipe (IPS) ukuran 3 in sch 40 (kern tabel 11 p 844)

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m}$$

$$OD = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 7,39 \text{ in}^2 = 0,0048 \text{ m}^2$$

$$\text{Linear velocity (v)} = \frac{0,00374816 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0048 \text{ m}^2} = 0,7859 \text{ m/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times iD \times v}{\mu} = \frac{735,27 \times 0,0779 \times 0,7859}{0,0210} = 2144,6038$$

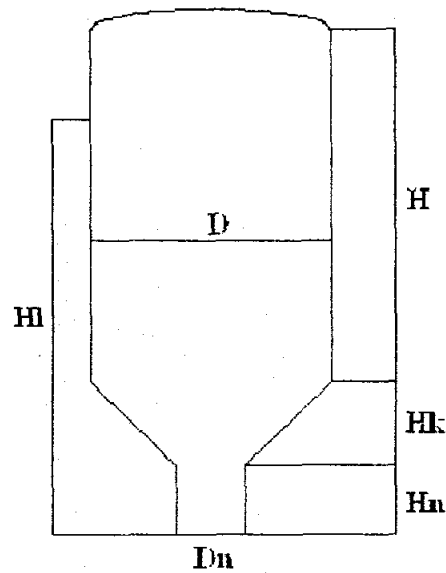
Asumsi benar, diambil steel pipe (IPS) ukuran 3 in sch 40

Ditetapkan :

- volume bahan = 80% volume tangki
- Diameter nozzle (D_n) = 3,068 in = 0,2557 ft
- Untuk konis $\alpha = 45^\circ$
- $H = 1,5 \times D$
- Stainless steel dengan: $F_{allow} = 17199 \text{ psi}$ (Ulrich fig. 4-45 hal 251).
- Faktor korosi = 0,125 in
- $P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$
- Efisiensi pengelasan diambil untuk double welded butt joint $E = 0.8$

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{2480,29 \text{ kg}}{735,27 \text{ kg/m}^3} = 3,3733 \text{ m}^3 = 119,1279 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tangki ekstraktor} = 119,1279 \text{ ft}^3 / 0,8 = 148,9098 \text{ ft}^3$$



Keterangan:

D = diameter shell

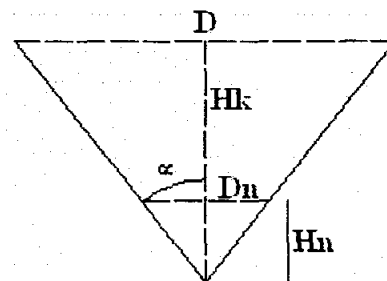
H = tinggi shell

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

Hl = tinggi liquid

Dn = diameter nozzle



Dari gambar dapat dicari persamaan untuk menghitung Hn dan Hk

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \tan \alpha}$$

$$H_k = \frac{D}{2 \cdot \tan \alpha} - H_n = \frac{D - D_n}{2 \cdot \tan \alpha}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Shell} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \text{ (dengan } H = 1,5 \cdot D) \\ &= 1,1781 \cdot D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_k - \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_n^2 \cdot H_n \\ &= \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{D}{2 \cdot \tan \alpha} - \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_n^2 \cdot \frac{D_n}{2 \cdot \tan \alpha} \\ &= \frac{\pi}{24 \cdot \tan \alpha} (D^3 - D_n^3) \\ &= 0,0808 \cdot D^3 - 0,0014 \end{aligned}$$

$$\text{Volume dished head} = 0,000049 \cdot D_i^3 \text{ (Brownell. Pers 5.11)}$$

$$\text{Volume total tangki} = \text{volume shell} + \text{volume konis} + \text{volume dished head}$$

$$148,9098 \text{ ft}^3 = 1,1781 \cdot D^3 + (0,0808 \cdot D^3 - 0,0014) + 0,000049 \cdot D^3$$

$$D = 4,9088 \text{ ft} \approx 58,9053 \text{ in} = 1,4962 \text{ m}$$

$$H_{\text{shell}} = 1,5 \times 4,9088 = 7,3632 \text{ ft} = 2,2443 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam konis} &= \frac{\pi}{24 \cdot \tan \alpha} (D^3 - D_n^3) = \frac{\pi}{24 \cdot \tan 45} (4,9088^3 - 0,2557^3) \\ &= 15,4809 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi bahan dalam konis} = \frac{D - D_n}{2 \cdot \tan \alpha} = \frac{4,9088 - 0,2557}{2 \cdot \tan 45} = 2,3266 \text{ ft} = 0,6203 \text{ m}$$

$$\text{Volume bahan dalam shell} = \text{volume (bahan total - bahan dalam konis)}$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_1 = 119,1279 \text{ ft}^3 - 15,4809 \text{ ft}^3$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot 4,9088^2 \cdot H_1 = 103,6470 \text{ ft}^3$$

$$H_1 = 5,4767 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid (Hl)} &= \text{tinggi (bahan dalam shell+bahan dalam konis)} \\ &= 5,4767 \text{ ft} + 2,3266 \text{ ft} \\ &= 7,8033 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho_{\text{campuran}} \cdot H_{\text{bahan}}}{144} \text{ (Brownell \& Young, p.46, eq. 3.17)} \\ &= \frac{45,9008 \times 7,8033}{144} = 2,4873 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P \text{ hidrostatik} + P \text{ udara luar} \\ &= 2,4873 \text{ psi} + 14,696 \text{ psi} \\ &= 17,1833 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 1,2 \times P \text{ operasi} = 20,6200 \text{ psi}$$

a. Tebal shell

$$T_{\text{shell}} = \frac{P \cdot Di}{2 \cdot f \cdot E} + c = \frac{20,62 \times 4,9088}{2 \times 17199 \times 0,8} + 0,125 = 0,1691 \text{ in}$$

Tebal shell diambil 3/16 in

$$OD = 59,2803 \text{ in} = 4,9400 \text{ ft}$$

b. Tebal dished head

$$rc = 4,9088 \text{ ft} = 58,9053 \text{ in}$$

$$icr = 6 \% \text{ dari ID tangki} = 0,06 \times 58,9053 = 3,5343 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \text{ (pers 7.76, Brownell \& Young, 1959)}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{58,9053}{3,5343}} \right) = 1,7706 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot F \cdot E - 0,2 \cdot P} + c \text{ (pers 7.77, Brownell \& Young, 1959)}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{20,52 \times 58,9053 \times 1,7706}{2 \times 17199 \times 0,8 - 0,2 \times 20,62} + 0,125 = 0,2032 \text{ in}$$

Tebal dished head diambil 1/4 in

Berdasar fig 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$a = ID/2 = 58,9053/2 = 29,4526 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 29,4526 - 3,5343 = 25,9183 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 58,9053 - 3,5343 = 55,3710 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{55,3710^2 - 25,9183^2} = 48,9304 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 58,9053 - 48,9304 = 9,9749 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young tabel 5.8 hal. 93

$$Sf = 2 \text{ in}$$

$$OA = t + b + Sf = 1/4 + 9,9749 + 2 = 12,2249 \text{ in}$$

c. Tebal konis

$$T_{\text{koni}} = \frac{P \cdot Di}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + c = \frac{20,62 \times 58,9053}{2 \times \cos 45 \times (17199 \times 0,8 - 0,6 \times 20,62)} + 0,125$$

$$= 0,2091 \text{ in}$$

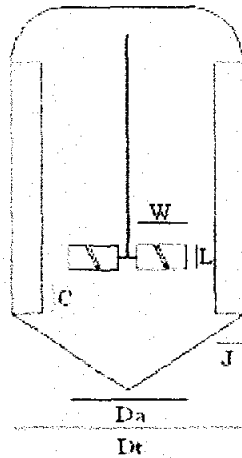
Tebal konis diambil 1/4 in

d. Perhitungan pengaduk

Dipilih jenis pengaduk: pitch-blade (45°) turbine karena pengaduk jenis ini cocok digunakan untuk pengadukan bahan yang mengandung partikel solid. Jumlah blade yang digunakan adalah empat blade sehingga power yang dibutuhkan tidak terlalu besar.

Dari tabel 3.4-1 hal 145 Geankoplis diperoleh:

$$\frac{Da}{Dt} = 0,4; \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}; \frac{W}{Da} = \frac{1}{8}; \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}; \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$$



$$Da = 0,4 \times Dt = 0,4 \times 4,9088 \text{ ft} = 1,9635 \text{ ft} = 0,5985 \text{ m}$$

$$J = 1/12 \times Dt = 1/12 \times 4,9088 \text{ ft} = 0,4091 \text{ ft}$$

$$W = 1/8 \times Da = 1/8 \times 0,5985 \text{ ft} = 0,2454 \text{ ft}$$

$$C = 1/3 \times Dt = 1/3 \times 4,9088 \text{ ft} = 1,6363 \text{ ft}$$

$$L = 1/4 \times Da = 1/4 \times 0,5985 \text{ ft} = 0,4909 \text{ ft}$$

Dimana: Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffle

$$\begin{aligned}\text{Jumlah pengaduk} &= \frac{sg \times Hl_{shell}}{D} \\ &= \frac{0,7353 \times 5,4767}{4,9088} \\ &= 0,8203 \approx 1 \text{ buah}\end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk (N) = 250 rpm = 4,1667 rps (skripsi)

$$N_{re} = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu_m} \quad (\text{Geankoplis, pers 3.4-1})$$

$$= \frac{0,5985^2 \times 4,1667 \times 735,27}{0,0210} = 52252,8251$$

Dari gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd ed, hal 145, untuk pitch-blade (45°) turbine diperoleh $N_p = 2$

$$N_p = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot Da^5} \quad (\text{Geankoplis, pers 3.4-2})$$

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 = 2 \times 735,27 \times 4,1667^3 \times 0,5985^5 = 8167,3403 \text{ J/s}$$

Effisiensi pengaduk = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{\text{power pengaduk}}{\text{efisiensi}} = \frac{8167,3403}{0,8} = 10209,1754 \text{ J/s} = 13,6872 \text{ hp}$$

Perhitungan nozzle input

a. Agitator nozzle

$$T_c = \frac{H_p \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times N} = \frac{13,6872 \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times 4,1667} = 2352,6495 \text{ kg.m (MV.Joshi, p 401)}$$

dari MV.Joshi, p 400 $\rightarrow T_m = (1,5 \text{ atau } 2,5) \times T_c$

digunakan $T_m = 1,5 \times T_c = 1,5 \times 2352,6495 = 3528.9742 \text{ kg.m}$

material digunakan commercial cold rolled steel dengan :

shear stress $= 550 \text{ kg/cm}^2$

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s} = \frac{3528,9742}{550} = 641,6317 \text{ cm}^3$$

$$Z_p = \frac{\pi \times d^3}{16} \rightarrow d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi} = \frac{3528,9742 \times 16}{\pi} = 641,6317 \text{ cm}^3$$

$$d = \sqrt[3]{641,6317 \text{ cm}^3} = 8,6251 \text{ cm} = 10 \text{ cm}$$

axis diameter $= 10 \text{ cm} = 3,937 \text{ in}$

Agitator nozzle yang digunakan $= 4 \text{ in} = 0,3333 \text{ ft}$

b. Nozzle etanol

Diketahui : massa etanol $= 1472,62 \text{ kg} = 3246,5612 \text{ lb}$

Densitas $= 45,62 \text{ lb/ft}^3 = 730,7 \text{ kg/m}^3$

Output time $= 15 \text{ menit}$

$\mu = 0,0012 \text{ Pa.s}$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{rate volumetric (Q)} &= \frac{1472,62 \text{ kg}}{(730,7 \text{ kg/m}^3 \times 15 \text{ menit})} \\ &= 0,0022 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (peter \& timmerhaus 4ed, p 496)} \\ &= 0,363 \times 0,0022^{0,45} \times 730,7^{0,13} \\ &= 0,0549 \text{ m} = 2,1623 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih steel pipe (IPS) ukuran 2,5 in sch 40 (kern tabel 11 p 844)

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

$$A = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0031 \text{ m}^2$$

$$\text{Linear velocity (v)} = \frac{0,0022 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2} = 0,7250 \text{ m/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} = \frac{730,7 \times 0,0627 \times 0,7250}{0,0012} = 27688,9375$$

Asumsi benar, diambil steel pipe (IPS) ukuran 2,5 in sch 40

Perancangan jaket :

Jaket pemanas dalam proses ekstraksi disini memiliki dua fungsi penting, yaitu untuk menaikkan suhu bahan dalam ekstraktor menjadi 70°C dan menjaga agar suhu di dalam ekstraktor tetap konstan. Bahan yang terdapat di dalam ekstraktor mengandung partikel solid yang tidak dimungkinkannya penggunaan coil. Dengan adanya partikel solid dalam bahan, akan menyulitkan pembersihan tangki ekstraktor dan mengurangi efisiensi mixing oleh pengaduk bila digunakan coil. Untuk mencegah masalah-masalah yang timbul maka dipilih menggunakan jaket pemanas dibandingkan dengan coil.

Luas perpindahan panas = luas shell + luas dished head

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= \pi \times OD_{\text{shell}} \times H_{\text{liquid}} \text{ di shell} = \pi \times 4,91 \text{ ft} \times 5,48 \text{ ft} = 85 \text{ ft}^2 \\ &= 7,9 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas kerucut} = \pi \times \frac{OD_{shell}}{2} \times \left(\sqrt{\left(\frac{OD_{shell}}{2} \right)^2 + Hk^2} - \sqrt{\left(\frac{Dn}{2} \right)^2 + Hn^2} \right)$$

$$Hn = \frac{Dn}{2 \cdot \tan \alpha} = \frac{0,2557}{2 \cdot \tan(45)} = 0,1278 \text{ ft}$$

$$Hk = \frac{D}{2 \cdot \tan \alpha} - Hn = \frac{4,9088}{2 \cdot \tan(45)} - 0,1278 = 2,3266$$

Luas kerucut :

$$= \pi \times \frac{4,9088}{2} \times \left(\sqrt{\left(\frac{4,9088}{2} \right)^2 + 2,3266^2} - \sqrt{\left(\frac{0,2557}{2} \right)^2 + 0,1278^2} \right)$$

$$= 26,95 \text{ ft}^2 = 2,50 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas total} = 85 \text{ ft}^2 + 26,95 \text{ ft}^2 = 111,94 \text{ ft}^2 = 10,4 \text{ m}^2$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T \cdot t$$

Dimana :

Q = panas yang siberikan oleh steam (J)

U = koefisien perpindahan panas over all untuk pemanasan (J/s.m².K)

A = luas perpindahan panas (m²)

ΔT = log mean temperatur

t = waktu yang diperlukan (s)

dari neraca panas didapatkan :

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
421	Suhu tinggi (K)	343	78
421	Suhu rendah (K)	324	97
0	beda suhu	19	-19

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{-19}{\ln(78/97)} = 87,34 \text{ K}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = 160.733,75 \text{ kJ/batch}$$

Harga koefisien perpindahan panas over all untuk pemanasan (U) untuk steam-oil = $625 \text{ J/s m}^2 \text{ K}$ ^[39]

$$t = \frac{160.733,75 \text{ kJ} \times \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}}{625 \text{ J/s m}^2 \text{ K} \times 10,4 \text{ m}^2 \times 87,43 \text{ K}} = 283,12 \text{ s} = 4,72 \text{ menit} = 0,0786 \text{ jam}$$

Tekanan steam = $451,64 \text{ kPa} = 65,5050 \text{ psi}$

Asumsi : $P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{steam}}$

$P_{\text{design}} = 1,2 \times 65,5050 = 78,6060 \text{ psi}$

$P_{\text{design jaket pemanas}} = n \cdot P_{\text{design tangki}}$

$$78,6060 = n \cdot 20,3992$$

$$n = 3,8534$$

Pada rumus untuk mencari tebal dapat diambil kesimpulan bahwa $t \approx P$

Maka untuk menentukan tebal jaket pemanas dapat digunakan pendekatan :

Tebal jaket pemanas bagian samping = $n \cdot \text{tebal shell}$

Tebal jaket pemanas bagian samping = $3,8534 \times 3/16 \text{ in} = 0,7225 \text{ in}$

Tebal jaket pemanas bagian samping diambil $3/4 \text{ in}$

Tebal jaket pemanas bagian bawah = $n \cdot \text{tebal konis}$

Tebal jaket pemanas bagian bawah = $3,8534 \times 1/4 \text{ in} = 0,9633 \text{ in}$

Tebal jaket pemanas bagian samping diambil 1 in

$$\text{Massa steam yang dibutuhkan} = \frac{Q}{\lambda}$$

Dari Neraca panas didapatkan $Q = 2.893.207,48 \text{ kJ/ hari}$

Dalam 1 hari terdapat 18 batch, maka $Q = 160.733,75 \text{ kJ/ batch}$

Dari steam table hal 858, Geankoplis, 1997 didapat λ untuk $148^\circ\text{C} = 2.120,448 \text{ kJ/kg}$

$$\text{Massa steam yang dibutuhkan} = \frac{160.733,75 \text{ kJ/batch}}{2.120,448 \text{ kJ/kg}} = 75,80 \text{ kg/batch}$$

$$\text{Laju massa steam} = \frac{75,80 \text{ kg}}{0,0786 \text{ jam}} = 963,84 \text{ kg/jam}$$

Dari Geankoplis, 1997 hal 858 didapat specific volume untuk 148°C adalah 0,4142 m³/kg

$$\rho = 1 / 0,4142 \text{ m}^3/\text{kg} = 2,4143 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik steam} = \frac{963,84 \text{ kg/jam}}{2,4143 \text{ kg/m}^3} = 399,22 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Ditetapkan kecepatan aliran steam = 0,15 m/s

Laju volumetrik steam = A. v

$$\text{Dimana } A = \frac{1}{4} \pi (ID_{jaket}^2 - OD_{shell}^2)$$

$$399,22 \text{ m}^3/\text{jam} = \frac{1}{4} \pi (ID_{jaket}^2 - 4,94^2) 0,15 \text{ m/s}$$

$$ID_{jaket} = 1,71 \text{ m} = 5,6 \text{ ft}$$

$$ID_{jaket} = OD_{shell} + 2 \cdot js$$

$$5,6 \text{ ft} = 4,94 \text{ ft} + 2 \cdot js$$

$$js = \text{jaket spacing} = 0,47 \text{ ft} = 0,14 \text{ m}$$

$$OD_{jaket} = ID_{jaket} + (2 \times \text{tebal jaket})$$

$$OD_{jaket} = 5,6 \text{ ft} + (2 \times \frac{3}{4} \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}})$$

$$OD_{jaket} = 6 \text{ ft}$$

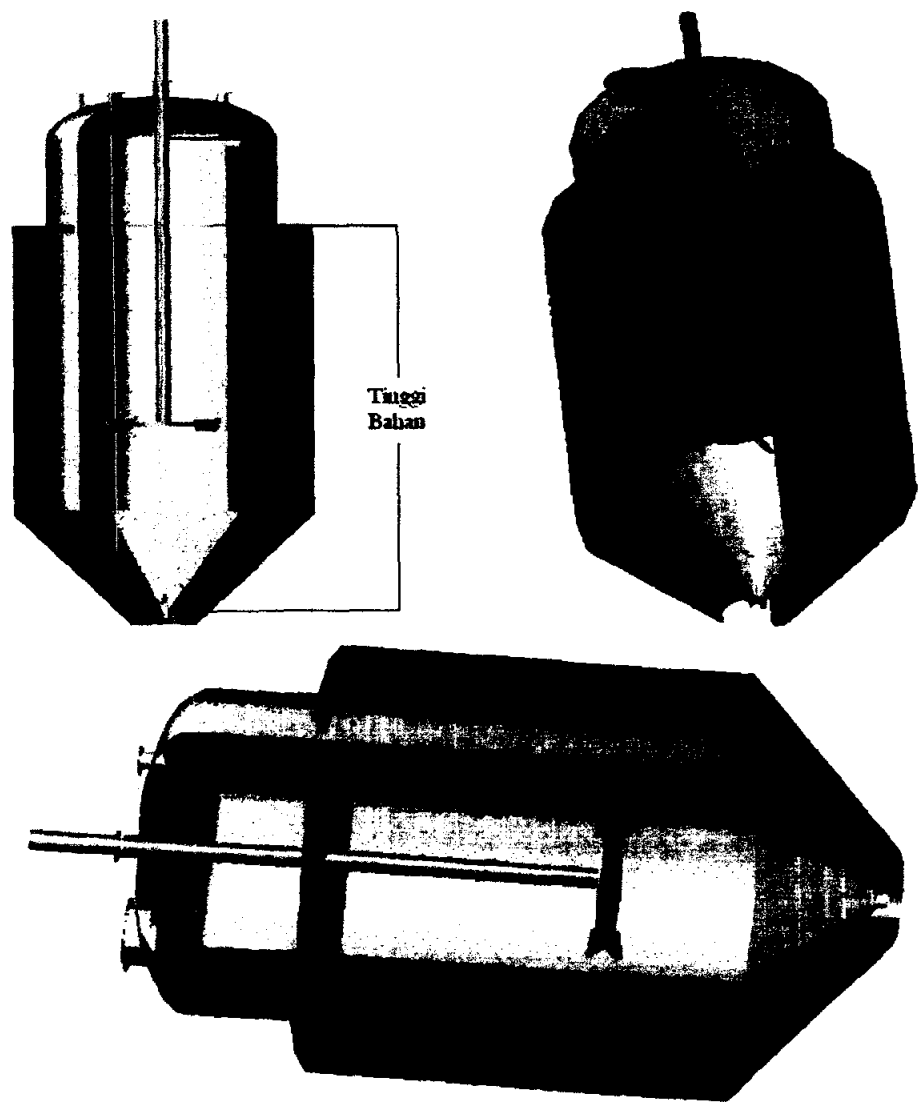
Tinggi jaket = H_{liquid} di ekstraktor

$$\text{Tinggi jaket} = 7,8033 \text{ ft}$$

Luas perpindahan panas jaket pemanas 111,94 ft² dengan tinggi jaket 7,8033 ft

Spesifikasi Ekstraktor :

1. Kapasitas maksimum = 148,9098 ft³
2. Diameter = 4,9088 ft = 1,5 m
3. Tinggi shell = 7,3632 ft = 2,2443 m
4. Tinggi konis = 2,3266 ft = 0,4378 m
5. Tinggi head = 1,0208 ft = 0,3111 m
6. Tebal shell = $\frac{3}{16}$ in
7. Bahan konstruksi = stainless steel
8. Jumlah tangki = 1 buah
9. Jenis pengaduk = pitch-blade (45°) turbine
10. Diameter pengaduk = 1,9635 ft
11. Kecepatan pengaduk = 250 rpm
12. Power = 14 hp
13. Diameter nozzle output = 0,2557 ft
14. Diameter nozzle etanol = 0,2058 ft
15. Diameter nozzle agitator = 0,3333 ft
16. Diameter nozzle padatan = 0,8333 ft



Gambar E.3. Gambar ekstraktor tiga dimensi

E.2. Perancangan Evaporator

Tinjauan Umum

Dalam industri terdapat dua jenis alat turbular vaporizing, yaitu Boiler dan Vaporizing Exchanger. Boiler secara langsung membakar (memanaskan) alat turbular dimana mengubah energi bahan bakar menjadi panas laten penguapan. Sedangkan pada vaporizing exchanger tidak terjadi pembakaran, yang terjadi hanya mengubah panas laten atau sensible dari suatu fluida menjadi panas laten penguapan dari fluida lain.

Penjelasan untuk masing-masing alat turbular tersebut adalah sebagai berikut :

- A. Boiler adalah suatu alat yang didesain untuk menghasilkan steam pada kondisi tertentu dengan membakar bahan bakar. Boiler ada dua jenis yaitu fire-tube (juga disebut “Scotch Marine” type) dan water-tube. Pada fire-tube, gas hasil pembakaran (flue gas) berada didalam tube yang dikelilingi oleh air. Sedang pada water-tube, proses pembakaran terjadi diluar tube dan tube berisi air. Fire tube digunakan untuk kapasitas produksi steam yang kecil dan water-tube digunakan untuk kapasitas produksi steam yang besar. Steam yang dihasilkan pada water-tube biasanya saturated. Water-tube juga dapat memproduksi superheated steam jika diperlukan.
- B. Vaporizing Exchanger memiliki beberapa tipe spesifik yang didasarkan atas penggunaannya. Vaporizing exchanger yang digunakan untuk menguapkan air atau larutan encer disebut **evaporator**. Vaporizing exchanger yang digunakan untuk menyediakan kebutuhan panas pada bagian dasar dari distilasi kolom, baik uap berupa steam atau tidak disebut **reboiler**. Jika tidak digunakan untuk pembentukan steam atau bukan suatu bagian dari proses distilasi, suatu

vaporizing exchanger disebut **vaporizer**.^[20] Berikut adalah penjelasan masing-masing tipe tersebut :

1. Evaporator

Evaporator adalah suatu alat yang biasanya digunakan untuk memekatkan solute dari larutan dengan menggunakan panas, dan menguapkan suatu bagian dari larutan. Biasanya berupa shell and tube, meskipun pemanasan secara langsung dapat diterapkan. Dengan kata lain, penambahan panas dapat digunakan fluida panas atau dengan produk pembakaran.

2. Reboiler

Reboiler adalah alat perpindahan panas yang biasanya digunakan pada suatu kolom distilasi. Dimana perlu ditambahkan panas untuk memproduksi vapor pada fluida di dalam kolom. Reboiler dapat berbentuk konvensional shell and tube atau bisa berupa koil sederhana (atau U-tube) yang dimasukkan kedalam bagian dasar kolom distilasi.

3. Vaporizer

Vaporizer merupakan suatu alat yang digunakan untuk mengubah liquid menjadi vapor. Biasanya terdiri dari satu fasa. Ini bisa digunakan untuk kepentingan humidifikasi udara (menggunakan air) atau mengubah suatu proses fluid menjadi uap. Vaporizer adalah suatu alat penukar panas yang sederhana yang hanya menambah panas laten dan menyebabkan perubahan fase. Bergantung pada kondisi thermal dari feed liquid, vaporizer mungkin memerlukan penambahan panas sensible sebelum menguapkan liquid.

Tipe yang paling umum dari vaporizing exchanger adalah horizontal 1-2 exchanger atau modifikasi dari horizontal 1-2 exchanger. Penguapan dapat terjadi di dalam shell maupun didalam tube.^[20]

Dasar Pemilihan Alat

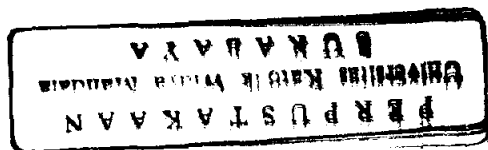
Proses pemisahan antara solven (etanol) dengan minyak pada pabrik minyak goreng dari biji kapuk ini dilakukan dalam dua tahap. Tahap pertama dilakukan sentrifusi menggunakan centrifugal separator sehingga sebagian besar etanol sudah dipisahkan dari minyak. Kemudian sisa etanol yang masih tertinggal pada minyak dipisahkan lebih lanjut menggunakan alat vaporizing exchanger. Dipilih evaporator sebagai alat pemisahan, dasar pemilihannya karena evaporator lebih berfungsi untuk memekatkan larutan daripada vaporizer yang berfungsi untuk mengubah fase liquid menjadi fase uap.

Pemilihan Tipe Evaporator

Secara umum ada beberapa tipe evaporator yang bisa dipilih, antara lain berupa heat exchanger dan tangki yang dilengkapi jaket/ coil. Berikut ini tabel perbandingan antara beberapa jenis heat exchanger dan tangki yang dilengkapi jaket/koil.

Tabel perbandingan beberapa tipe evaporator

Yang dibandingkan Tipe Evaporator	Luas Perpindahan Panas (A), m ²	Batasan Fluida yang ditangani	Range Suhu, °C	Maksimum Viscosity, Pa.s	Kecocokan Alat
Double Pipe HE	0,25 – 20	<ul style="list-style-type: none"> • Tergantung bahan konstruksi • Untuk moderate fouling and scaling fluid. 	(-100) – 600	1,0	<ul style="list-style-type: none"> • Untuk skala kecil. • Konstruksi cukup mudah • Harga \$/ area murah • Investasi murah
Shell and Tube HE	3 – 1000	<ul style="list-style-type: none"> • Tergantung bahan konstruksi • Untuk moderate fouling and scaling fluid. 	3 – 1000	1,0	<ul style="list-style-type: none"> • Sangat fleksibel • Tersedia berbagai macam jenis/ tipe • Kapasitas besar • Harga \$/ area mahal • Investasi cukup mahal



Tangki Berjaket/ Bercoil	7 – 30	<ul style="list-style-type: none"> • Untuk menguapkan heat-sensitive fluid • Untuk material khusus bisa dipakai untuk corrosive fluids. 	0 – 200	0,01	<ul style="list-style-type: none"> • Mudah dibersihkan • Harga \$/ area medium • Investasi cukup murah
Plate Heat Exchanger	1 – 2500	<ul style="list-style-type: none"> • Untuk fluida yang sensitive terhadap keadaan luar • Tergantung bahan konstruksi gasket 	-25 – 175 atau batasan suhu tergantung bahan konstruksi gasket	1,0	<ul style="list-style-type: none"> • Gasket dipilih berdasar bahan dan temperatur yang diinginkan • Harga \$/area paling murah • Investasi paling mahal

Tipe evaporator yang dipilih pada pemisahan tahap kedua pada pabrik minyak goreng dari biji kapuk ini adalah double pipe heat exchanger, dasar pemilihan adalah:

- Massa etanol yang dipisahkan pada evaporator ini hanya sedikit dibandingkan dari massa total larutan (minyak+etanol), sehingga panas yang dibutuhkan untuk menguapkan etanol kecil (heat load kecil)
- Untuk heat load yang kecil penggunaan double pipe heat exchanger dan tangki berjaket/koil bisa menjadi alternative. Karena fluida dingin berupa larutan minyak dimana viskositas lebih besar dari 0,01 Pa.s maka dipilih double pipe heat exchanger sebagai evaporator.
- Double pipe lebih efisien dilihat dari segi investasi dan biaya operasi dibanding heat exchanger yang lain untuk heat load yang kecil.

Perancangan Alat

Fungsi : Untuk memisahkan pelarut etanol dari minyak.

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Dasar pemilihan : Biaya lebih murah dan cocok untuk luas perpindahan panas yang kecil

Proses : kontinyu

Perhitungan :

Dari Neraca Massa didapat :

Evaporasi			
Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
		Liquid	Vapor
etanol	394,63	36,34	358,29
minyak	5554,81	5554,81	0,00
		5591,15	358,29
Total	5949,44	5949,44	

Bahan masuk	Masuk (kg/batch)	Keluar (kg/batch)	
		Uap	Minyak
Etanol	65,77	59,71	6,06
Minyak	925,80	-	925,80
Total	991,57	59,71	931,86

Bahan masuk	Fraksi
Etanol liquid	0,0061
Minyak	0,9337
Etanol uap	0,0602

Dari Neraca Panas didapatkan :

Panas	(Btu/ batch .jam)
Q preheat	64.055,97
Q vaporizer	131.318,09
Total	195.374,06

Fluida Panas		Fluida Dingin	Beda Suhu	
298,4 °F	Suhu Tinggi	173,66 °F	124,74 °F	Δt_2
298,4 °F	Suhu Rendah	140,01 °F	158,39 °F	Δt_1

$$\Delta T_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{124,74 - 158,39}{\ln(124,74 / 158,39)} = 140,90 \text{ °F}$$

$$\Delta T_v = 298,4 - 173,66 = 124,74 \text{ °F}$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{158,39}{124,74} = 1,27$$

$$K_c = 0,12 \text{ (fig. 17, Kern, 1965)}$$

$$F_c = 0,5 \text{ (fig. 17, Kern, 1965)}$$

$$t_{c_p} = 140,01 + (0,5 \times (173,66 - 140,01)) = 156,83 \text{ °F}$$

$$T_c = 298,4 + (0,5 \times (298,4 - 298,4)) = 298,4 \text{ °F}$$

$$\frac{Q_p}{\Delta t_p} = \frac{64.055,97}{140,90} = 454,63$$

$$\frac{Q_v}{\Delta t_v} = \frac{131.318,09}{124,74} = 1.052,73$$

$$\sum \frac{Q}{\Delta t} = 454,63 + 1.052,73 = 1.507,37$$

$$\Delta t = \frac{Q}{\sum \frac{Q}{\Delta t}} = \frac{195.374,06}{1.507,37} = 129,61 \text{ °F}$$

Waktu operasi 120 menit

$$\text{Laju steam} = 291,45 \text{ kg/hari} = 48,58 \text{ kg/batch} = 107,09 \text{ lbm/batch} = 53,54 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju bahan masuk} = 991,57 \text{ kg/batch} = 2.186,01 \text{ lbm/batch} = 1.093 \text{ lb/jam}$$

Fluida dingin dialirkan di dalam annulus; fluida panas di dalam pipe

Digunakan annulus 2 ½ inch IPS, pipa 1¼ inch IPS

Minyak Annulus side	Steam Pipe side
Luas perpindahan panas :	
$D_2 = 2,469 / 12 = 0,21 \text{ ft}$	$D = 1,38 / 12 = 0,1150 \text{ ft}$
$D_1 = 1,66 / 12 = 0,14 \text{ ft}$	$A_p = \pi D^2/4$
$A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2)/4$	$= \pi 0,115^2/4 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$= \pi (0,21^2 - 0,14^2)/4$	
$= 0,0182 \text{ ft}^2$	
$\text{equiv diameter } (D_e) = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$	
$D_e = (0,21^2 - 0,14^2)/0,14$	
$= 0,1677 \text{ ft}$	
Mass velocity	
$G_a = \frac{W}{a_a} = \frac{1.093 \text{ lb / jam}}{0,0182 \text{ ft}^2}$	$G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{53,54 \text{ lb / jam}}{0,0104 \text{ ft}^2}$
$= 59.993,02 \text{ lb/jam.ft}^2$	$= 5.155,01 \text{ lb/jam.ft}^2$
Preheat	
pada $t_c = 156,8 \text{ }^\circ\text{F}$	pada $T_c = 298,4 \text{ }^\circ\text{F}$
$\mu = 16 \text{ cp}$	$\mu = 0,014 \text{ cp}$
$= 38,72 \text{ lb/jam.ft}$	$= 0,034 \text{ lb/jam.ft}$

$$Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,1677 \times 59.993,02}{38,72}$$

$$= 259,82$$

$$J_H = 1,4 \quad (\text{Kern, Fig 24})$$

$$\text{pada } t_c = 156,8^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0962 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,53 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_o}{\Phi} = J_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\Phi} = 1,4 \frac{0,0962}{0,1677} \left(\frac{0,53 \times 38,72}{0,0962} \right)^{1/3}$$

$$= 4,81 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

$$= \frac{0,115 \times 5.155,01}{0,034}$$

$$= 17.497,80$$

hio untuk kondensat

$$= 1.500 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 156,8 + \frac{4,81}{1.500 + 4,81} (298,4 - 156,8)$$

$$t_w = 157,29^\circ\text{F}$$

pada t_w :

$$\mu_w = 38,72 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi = 4,81$$

$$U_{c,p} = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 4,81}{1.500 + 4,81} = 4,8 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A_p = \frac{Q_p}{U_{cp} \times \Delta t_p} = 16.013,99 / 4,8 = 23,70 \text{ ft}^2$$

Vaporization

tc = titik didih etanol

pada tc = 173,66 °F

$$\mu = 12 \text{ cP}$$

$$= 12 \times 2,42$$

$$= 29,04 \text{ lb/jam.ft}$$

$$Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,1677 \times 59.993,02}{29,04}$$

$$= 346,42$$

$$J_H = 1,6 \quad (\text{Kern, Fig 24})$$

pada tc = 173,7 °F

$$k = 0,0965 \text{ Btu/jam.ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,54 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

hio untuk kondensat

$$= 1.500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$\frac{ho}{\Phi} = J_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $\frac{ho}{\Phi} = 1,6 \frac{0,0965}{0,0761} \left(\frac{0,54 \times 29,04}{0,0965} \right)^{1/3}$ $= 5,02 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	
--	--

$$tw = tc + \frac{ho}{hio + ho} (Tc - tc)$$

$$tw = 173,7 + \frac{5,02}{1.500 + 5,02} (298,4 - 173,7)$$

$$tw = 174,08$$

pada tw :

$$\mu_w = 29,04 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$\Phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$ho = \frac{ho}{\Phi_s} \times \Phi = 5,02$$

$$U_{c,v} = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho} = \frac{1.500 \times 5,02}{1.500 + 5,02} = 5,01 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Av = \frac{Q_v}{U_{cv} \times \Delta tv} = 263,18 / 5,01 = 52,57 \text{ ft}^2$$

$$Ac = Ap + Av = 23,70 + 52,57 = 76,27 \text{ ft}^2$$

$$U_c = 376,84 / 76,27 = 4,94 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 11 untuk 1 ¼ in didapatkan 0,435 ft²/ft

Panjang yang dibutuhkan untuk pre heat = 23,70 ft² / 0,435 ft²/ft = 54,48 ft

Panjang yang dibutuhkan untuk vaporization = 52,57 ft² / 0,435 ft²/ft = 120,85 ft

Panjang total yang dibutuhkan = 54,48 + 120,85 = 175,33 ft ~ 180 ft

Digunakan 6 buah hairpins panjang 15 ft

Luas sebenarnya = 180 x 0,435 ft²/ft = 78,3 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{48.843,51}{78,3 \times 129,61} = 4,81 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{4,94 - 4,81}{4,94 \times 4,81} = 0,0054 \text{ jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Pressure Drop

Minyak	Steam
Annulus side	pipe side
$D_e = (D_2 - D_1) = 0,2058 - 0,138$	untuk $Re_p = 17.497,80$
$= 0,067 \text{ ft}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{17.497,80^{0,42}}$
Preheat	$= 0,0079$
$Re_a = \frac{De' Ga}{\mu}$	specific volume steam dari table 7
$= \frac{0,067 \times 59.993,02}{38,72}$	$v = 6,63 \text{ ft}^3/\text{lb}$
$= 104,46$	$\rho = 1/v = 1/6,63$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{104,46^{0,42}}$	$= 0,1509 \text{ lb/ft}^3$
$= 0,041$	$\Delta Fp = \frac{4 f . G_p^2 . L}{2 g \rho^2 . D}$
$L = (23,7/76,27) \times 180 \text{ ft} = 55,93 \text{ ft}$	$= 68,67 \text{ ft}$

$$\rho = 57,91 \text{ lb/ft}^3$$

(asumsi semua minyak)

$$\Delta F_a = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g\rho^2 \cdot D_e^5}$$

$$= 0,17 \text{ ft}$$

$$V = G/(3600\rho) = 0,29$$

$$F_t = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0039 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(0,17 + 0,0039)57,91}{144}$$

$$= 0,07 \text{ psi}$$

Vaporization

$$Re_a = \frac{De'Ga}{\mu}$$

$$= \frac{0,067 \times 59.993,02}{29,04}$$

$$= 139,27$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{139,27^{0,42}}$$

$$= 0,0367$$

$$L = (52,57/76,27) \times 180 \text{ ft} = 124,065 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{1}{2} \frac{(68,67)0,1509}{144}$$

$$= 0,036 \text{ psi}$$

$$\text{Mol wt etanol} = 46,1$$

$$\rho = \frac{46,1}{359 \times (633,7/492) \times (14,7/269,4)}$$

$$= 0,1994 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{oil}} = 0,9265 \times 62,5 = 57,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{etanol liq}} = 0,79 \times 62,5$$

$$= 49,37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{camp}} =$$

$$\frac{1}{((0,0602/0,1994) + (0,0061/49,37) + (0,9337/57,91))}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 3,14 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 117,81 \text{ ft}$$

$$V = G/(3600\rho) = 5,30$$

$$F_t = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 1,31 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(117,81 + 1,31) \times 3,14}{144}$$

$$= 2,60 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 0,07 + 2,60 = 2,67 \text{ psi}$$

Spesifikasi Evaporator :

- Jenis alat : Double Pipe Heat Exchanger
- Panjang pipa : 180 ft
- Jumlah : 6 hairpins panjang 15 ft
- Pipa yang digunakan :

Annulus :

- Fluida : campuran minyak dan etanol
- Nominal pipe size : 2 ½ in
- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in

Pipe:

- Fluida : steam
- Nominal pipe size : 1¼ in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Bahan : Stainless steel
- Insulation
 - Bahan : Polystirene
 - Tebal : 1 ½ inch
- Jumlah : 1 buah
- Waktu operasi : 120 menit

Perancangan Drum Separator

Fungsi : Untuk pemisahan fase uap (etanol) dari fase cair (minyak) setelah dilewatkan double pipe heat exchanger.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk dished head, dilengkapi mesh pad dan inlet droplet.

Dasar pemilihan : Cocok untuk pemisahan fase uap dan cair.

Proses : Kontinyu.

Perhitungan :

1 hari terdiri dari 6 kali proses, basis perhitungan adalah satu kali proses.

Komponen masuk pada suhu 78,7 °C = 633,06 R

Tabel Neraca massa, densitas dan fraksi satu kali proses

LIQUID						
komponen	massa	fraksi	densitas	x/rho	densitas campuran	Satuan
minyak	925,80	0,9935	0,9265	1,0723	0,9250	kg/liter
etanol	6,06	0,0065	0,7452	0,0087		
total liquid	931,86	1		1,0810	57,72	lb/ft3
VAPOR						
etanol	59,71	1	0,1995	5,0133	3,20	kg/m3
total vapor	59,71				0,1995	lb/ft3

1. Perhitungan nozzle input (vapor dan liquid):

Diketahui :

Flowrate total = 991,57 kg

Laju liquid = massa total liquid/waktu alir = 931,86/120 = 7,77 kg/menit
= 0,0049 ft³/s

Laju uap = massa uap/ waktu alir = 0,0917 ft³/s

Q total = (laju liquid + laju uap)= 0,0966 ft³/s

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{X_{\text{Uap}}}{\rho_{\text{Uap}}} + \frac{X_{\text{Liquid Campuran}}}{\rho_{\text{Liquid Campuran}}}$$

$$\rho_{\text{campuran liq-vap}} = 3,1427 \text{ lb/ft}^3 = 50,34 \text{ kg/m}^3$$

$$(u_{\text{max}})_{\text{nozzle}} = 100 \sqrt{\rho_{\text{camp}}}^{[49]} = 100 \times \sqrt{3,1427} = 177,28 \text{ ft/s}$$

$$(u_{\text{min}})_{\text{nozzle}} = 60 \sqrt{\rho_{\text{camp}}}^{[49]} = 60 \times \sqrt{3,1427} = 106,37 \text{ ft/s}$$

$$(u_{\text{rata-rata}})_{\text{nozzle}} = 141,82 \text{ ft/s}$$

$$A_{\text{min nozzle}} = \frac{Q_{\text{total}}}{(u_{\text{rata-rata}})} = 6,81\text{E-}04 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter nozzle minimum} = \sqrt{\frac{4(A_{\text{min}})}{\pi}} = 0,0295 \text{ ft} = 0,3535 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 1¼ in sch. 40 sesuai dengan pipa keluar DPHE.

$$\text{ID} = 1,380 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,660 \text{ in.}$$

2. Perhitungan nozzle output produk liquid (bawah):

$$\text{Diketahui : Flowrate} = 931,86 \text{ kg/batch}$$

$$\text{Densitas} = 9,250 \text{ kg/L}$$

$$\text{Output time} = 120 \text{ menit}$$

Perhitungan :

$$\mu_{\text{cairan}} = X_{\text{minyak}} \cdot \mu_{\text{minyak}} + X_{\text{etanol}} \cdot \mu_{\text{etanol}}$$

$$= 0,9935 \cdot 12 \cdot 10^{-3} + 0,0065 \cdot 0,46 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0119 \text{ kg/m.s} = 0,0119 \text{ Pa.s}$$

$$\text{rate volumetric (Q)} = \frac{931,86 \text{ kg}}{(925,0 \text{ kg/m}^3 \times 7200 \text{ detik})} = 1,4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{detik}$$

asumsi aliran laminar ($N_{\text{re}} < 2100$)

$$\begin{aligned}
 Di_{opt} &= 0,133 \times Q^{0,4} \times \mu^{0,2} \text{ (peter \& timmerhaus 5ed, 2002)} \\
 &= 0,133 \times (1,4 \cdot 10^{-4})^{0,4} \times 0,0119^{0,2} = 1,57 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 0,062 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dipilih steel pipe (IPS) ukuran 1/8 in sch 40 (Brownell and Young, 1959)

$$ID = 0,269 \text{ in} = 0,68 \text{ cm}$$

$$OD = 0,405 \text{ in}$$

$$A = 0,057 \text{ in}^2 = 3,7 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\text{Linear velocity (v)} = \frac{1,4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{3,7 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2} = 3,78 \text{ m/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} = \frac{925,0 \times 0,0068 \times 3,78}{0,0119} = 2022$$

Asumsi benar, diambil steel pipe (IPS) ukuran 1/8 in sch 40

3. Perhitungan nozzle output produk uap (atas) :

Diketahui : flowrate uap = 59,71 kg/batch

$$\text{Densitas uap} = 0,1995 \text{ lb/ft}^3 = 3,20 \text{ kg/m}^3$$

Output time = 120 menit

Perhitungan :

$$(u_{\max})_{\text{nozzle}} = 100 \sqrt{\rho_{uap}}^{[49]} = 100 \times \sqrt{0,1995} = 44,66 \text{ ft/s}$$

$$(u_{\min})_{\text{nozzle}} = 60 \sqrt{\rho_{uap}}^{[49]} = 60 \times \sqrt{0,1995} = 26,80 \text{ ft/s}$$

$$(u_{\text{rata-rata}})_{\text{nozzle}} = 35,73 \text{ ft/s}$$

$$A_{\min \text{ nozzle}} = \frac{Q_{uap}}{(u_{\text{rata-rata}})} = 2,57 \text{E-}03 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter nozzle} = \sqrt{\frac{4(A_{\min})}{\pi}} = 0,0572 \text{ ft} = 0,6860 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 3/4 in sch 40 (Brownell and Young, 1959)

$$ID = 0,824 \text{ in.}$$

$$OD = 1,050 \text{ in.}$$

Ditetapkan :

- Diameter nozzle input (liquid dan vapor) = 1,660 in OD.
- Diameter nozzle output produk liquid = 0,405 in OD.
- Diameter nozzle output produk uap = 1,050 in OD.
- Stainlees steel dengan: $F_{allow} = 17.199 \text{ psi}$ ^[17]
- Faktor korosi = 0,125 in ^[21]
- $P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$
- Effisiensi pengelasan diambil untuk double welded butt joint $E = 0.8$ ^[21]

4. Perhitungan diameter dan tinggi shell :

Ditentukan harga awal $L/D = 3$

Laju liquid = massa total liquid/waktu alir = $931,86/120 = 7,77 \text{ kg/menit}$

$$= 0,0049 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Laju uap = massa uap/ waktu alir = $0,0917 \text{ ft}^3/\text{s}$

Liquid hold up antara 2-5 menit, dipilih 3 menit. ^[49]

$$\text{Volume Liquid} = 0,89 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Uap} = 16,50 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Total} = 17,39 \text{ ft}^3$$

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}, L/D = 3; D = L/3, \text{ maka}$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \text{ (dengan } D = L/3)$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= \frac{\pi \cdot L^3}{4 \cdot 9} \\ &= 0,0873 \cdot L^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume dished head} &= 0,000049 \cdot D_i^3 \text{ (Brownell. Pers 5.11)} \\ &= 1,81\text{E-}06 \cdot L^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume total tangki} = \text{volume shell} + (2 \times \text{volume dished head})$$

$$17,39 \text{ ft}^3 = 0,0873 \cdot L^3 + (2 \times 1,81\text{E-}06 \cdot L^3)$$

$$L_{\text{shell}} = 5,84 \text{ ft (standarisasi menjadi 6 ft = 1,8288 m)}$$

$$\text{Diameter tangki dengan } L_{\text{shell}} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$17,39 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 6 \text{ ft} + (2 \times 0,000049 \cdot D^3)$$

$$D = 1,92 \text{ ft} = 0,5857 \text{ m}$$

$$\text{Maka } L/D \text{ yang baru adalah} = 6/1,23 = 3,12$$

$$\text{Tinggi liquid dalam dished head} = \text{tinggi dished head} = sf + b$$

$$\text{Berdasar fig 5.8 Brownell \& Young hal. 87}$$

$$r = r_c = iD = 23,06 \text{ in}$$

$$icr = 6 \% \times iD = 1,38 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 23,06/2 = 11,53 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 11,53 - 1,38 = 10,15 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 23,06 - 1,38 = 21,67 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{21,67^2 - 10,15^2} = 19,15 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 23,06 - 19,15 = 3,90 \text{ in}$$

$$\text{Dari Brownell \& Young tabel 5.8 hal. 93}$$

$$Sf = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi liquid dalam dished head} = 3,90 + 2 = 5,90 \text{ in}$$

Tinggi liquid dalam shell :

$$\text{Volume liquid dalam dish} = 0,000049 \times 1,92^3 = 0,00070 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume liquid dalam shell} = \text{volume (liquid total - liquid dalam dished head)}$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_1 = 0,89 \text{ ft}^3 - 0,00070 \text{ ft}^3$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot 1,92^2 \cdot H_1 = 1,48 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi liquid dalam shell} = H_1 = 0,31 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi liquid dalam tangki} = \text{tinggi (liquid di shell + liquid di dished head)}$$

$$= 0,31 \text{ ft} + 0,4920 \text{ ft}$$

$$= 0,80 \text{ ft}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ udara luar} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 14,696 \text{ psi} + \frac{\rho_{\text{campuran}} \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \quad (\text{Brownell \& Young, p.46, eq. 3.17})$$

$$= 14,696 + \frac{57,05 \times 0,80}{144} = 15,01 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,2 \times P \text{ operasi} = 18,02 \text{ psi}$$

a. Tebal shell

$$\text{Shell Thickness} = (\text{pressure})(\text{radius})/[(\text{stress}-0,6(\text{pressure}))]+\text{corrosion factor}$$

$$= (18,02 \times 23,06/2)/[(0,8 \times 17199)-(0,6 \times 18,02)]+0,125$$

$$= 0,1401 \text{ in} , \text{ digunakan plat } 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

b. Tebal dished head

$$rc = 23,06 \text{ in}$$

$$icr = 1,38 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \text{ (pers 7.76, Brownell \& Young, 1959)}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{23,06}{1,38}} \right) = 1,77 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot F \cdot E - 0,2 \cdot P} + c \text{ (pers 7.77, Brownell \& Young, 1959)}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{18,02 \times 23,06 \times 1,77}{(2 \times 17.199 \times 0,8) - (0,2 \times 18,02)} + 0,125 = 0,0267 \text{ in}$$

Tebal dished head diambil 3/16 in

$$OA = t + b + Sf = 3/16 + 2,51 + 2 = 6,09 \text{ in}$$

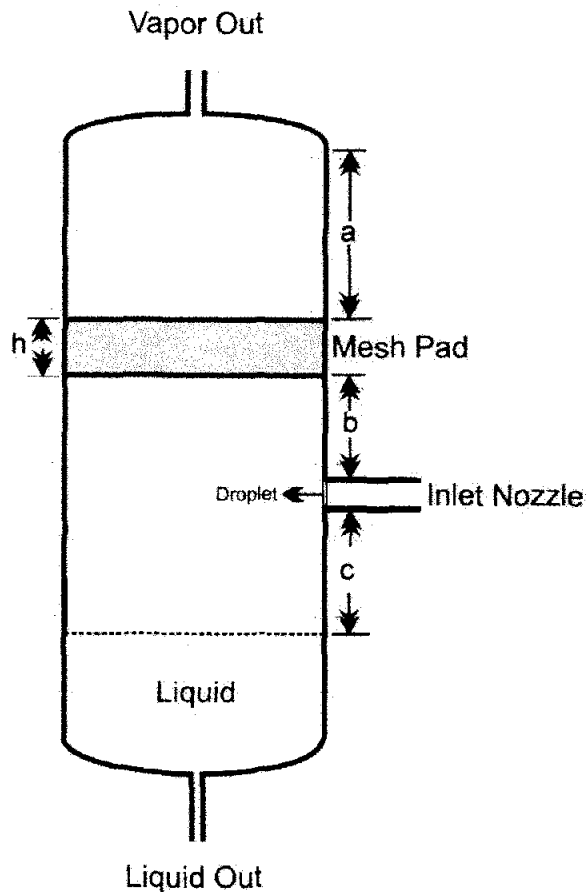
Diameter tangki total = diameter dalam + 2 x shell thickness

$$= 23,06 \text{ in} + 2 \times 0,1401 \text{ in} = 23,34 \text{ in} = 0,5928 \text{ m}$$

Tinggi tangki total = tinggi shell + 2 x tinggi dished head + 2 x tebal dished head

$$= 72 \text{ in} + (2 \times 5,90) \text{ in} + (2 \times 0,1875) \text{ in}$$

$$= 84,18 \text{ in} = 7,02 \text{ ft} = 2,14 \text{ m}$$



Gambar E.4. Sketsa drum separator

5. Perhitungan Komponen Vapor Space dalam Drum Separator:

1. Perhitungan tinggi mesh pad: Dari walas halaman 615 digunakan persamaan

$$K = 0,021 + 0,325 \cdot h_{\text{pad}} \text{ dengan } 3 \leq h_{\text{pad}} \leq 12 \text{ inch.}$$

Jika $K = 0,35$ untuk high mesh pad efficiency (99,9%), maka;

$$h_{\text{pad}} = 10,12 \text{ in.}$$

Bahan mesh pad yang cocok digunakan untuk minyak adalah stainless steel 304^[50] dengan diameter mesh pad = 0,6 micron. Partikel diameter minyak nabati secara umum = 1 micron^[50].

2. Tinggi b:

$$\text{Tinggi b} = 12 \text{ sampai } 18 \text{ in}^{[27]}$$

3. Inlet nozzle :

OD inlet nozzle = 1,660 in

Dengan droplet diameter :

$K = 0,35$ untuk high mesh pad efficiency

$\mu_{\text{uap etanol}} = 0,0109 \text{ Cp}$

$x = \rho_v(\rho_l - \rho_v) = 11,47 \text{ lb/ft}^3$

dengan fig.2. Mc. Ketta halaman 458 didapat droplet size = 700 micron, range droplet size secara umum 100-1000 micron. ^[27]

4. Space Liquid (c):

Jarak antara tinggi liquid ke inlet nozzle minimum 18 in ^[27]

5. Tinggi a:

Tinggi a+tinggi mesh pad+tinggi b+½ tinggi inlet nozzle = minimum 48 in ^[27]

Vapor space = tinggi shell – tinggi liquid di shell

= 6 ft – 0,31 ft

= 5,69 ft = 68,32 in

Vapor space = Tinggi a + mesh pad + tinggi b + inlet nozzle + tinggi c

68,32 in = Tinggi a + 10,12 in + 18 in + 1,660 in + 18 in

tinggi a = 20,54 in

Tinggi (a+mesh pad+b+½ inlet nozzle) = {20,54+10,12+18+(1,660/2)}in

= 49,49 in

Spesifikasi Drum Separator :

1. Kapasitas drum maksimum = 17,39 ft³
2. Diameter dalam = 1,92 ft
3. Tinggi shell = 6 ft
4. Tinggi tangki total = 7,02 ft
5. Tebal shell = $\frac{3}{16}$ in
6. Tebal dished head = $\frac{3}{16}$ in
7. Bahan konstruksi drum separator = stainless steel
8. Jumlah tangki = 1 buah
9. Diameter nozzle input = 1,660 in OD.
10. Diameter nozzle output liquid = 0,405 in OD.
11. Diameter nozzle output uap = 1,050 in OD.
12. Vapor space total = 68,32 in
13. Tinggi mesh pad = 10,12 in
14. Bahan mesh pad = stainless steel 304
15. Diameter mesh pad = 0,6 micron
16. Diameter droplet inlet nozzle = 700 micron

6. Perhitungan Blower :

Digunakan blower dengan tipe rotary sliding vane.

Dasar pemilihan : investasi murah, cocok digunakan untuk kapasitas kecil, dan efisiensi tinggi.

Laju uap = 5,50 ft³/menit

Blower digunakan untuk menghisap uap etanol 5,50 ft³/menit = 0,1557 m³/menit

dengan tekanan 1 atm suhu 78,7 °C.

Tekanan udara keluar blower adalah 1,1 atm^[17]

$$W_s = \frac{2,3026RT_1}{M} \log \frac{P_2}{P_1} \quad [19]$$

$$= \frac{2,3026 \times 8,314 \text{ J/mol}^\circ\text{K} \times 351,7 \text{ K}}{46,07 \text{ gr/mol}} \log \frac{1,1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 6,05 \text{ kJ/kg}$$

$$\rho_{\text{etanol } 1 \text{ atm}} = \frac{P \times BM}{R \times T} = \frac{1 \text{ atm} \times 46,07 \text{ gr/mol}}{0,082 \text{ L.atm/mol}^\circ\text{K} \times 351,7 \text{ K}} = 1,5975 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{etanol } 1,1 \text{ atm}} = 1,5975 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1,1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 1,7572 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{average}} = \frac{1,5975 + 1,7572}{2} \text{ kg/m}^3 = 1,6773 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa uap} = 1,6773 \text{ kg/m}^3 \times 0,1557 \text{ m}^3/\text{menit} = 0,0537 \text{ kg/menit}$$

$$= 8,95 \cdot 10^{-4} \text{ kg/detik}$$

$$\text{Power blower} = 6,05 \text{ kJ/kg} \times 8,95 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s} = 0,0054 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi blower} = 75\% \quad [17]$$

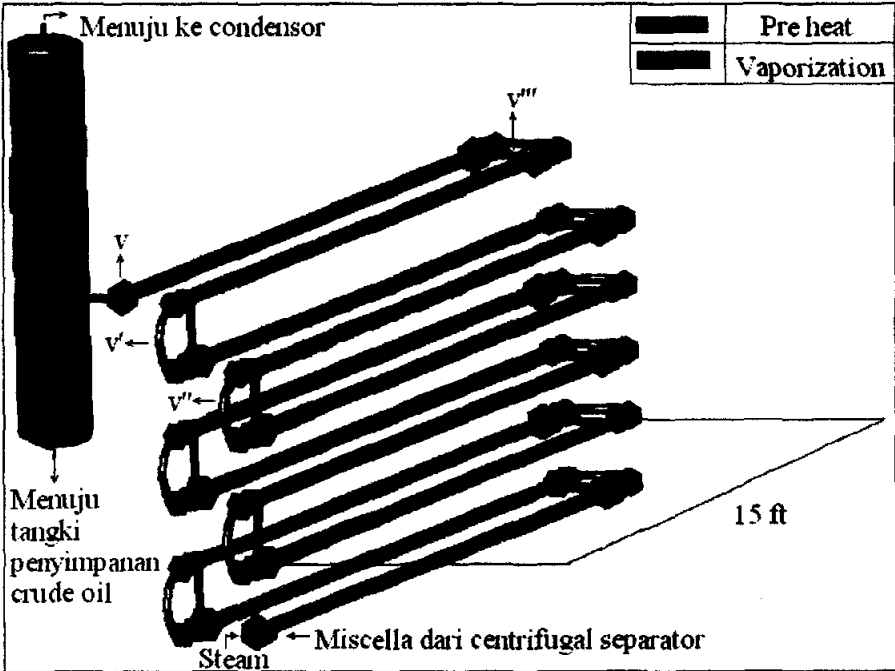
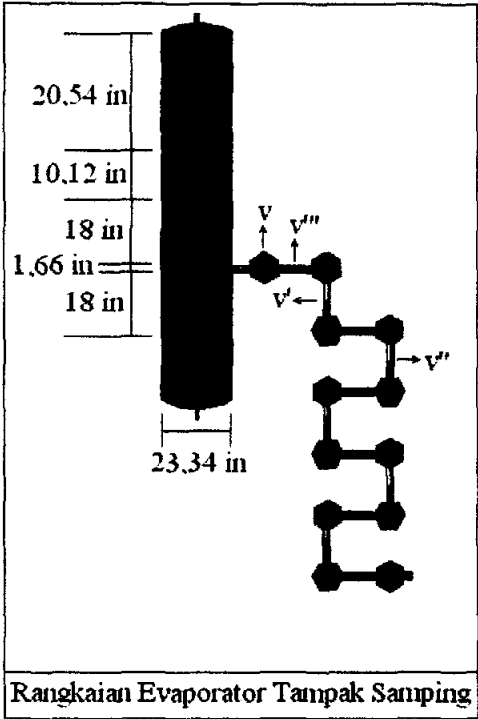
$$\text{BHP} = \frac{0,0054 \text{ kW}}{0,75} = 0,0072 \text{ kW}$$

Efisiensi motor = 80% ^[22]

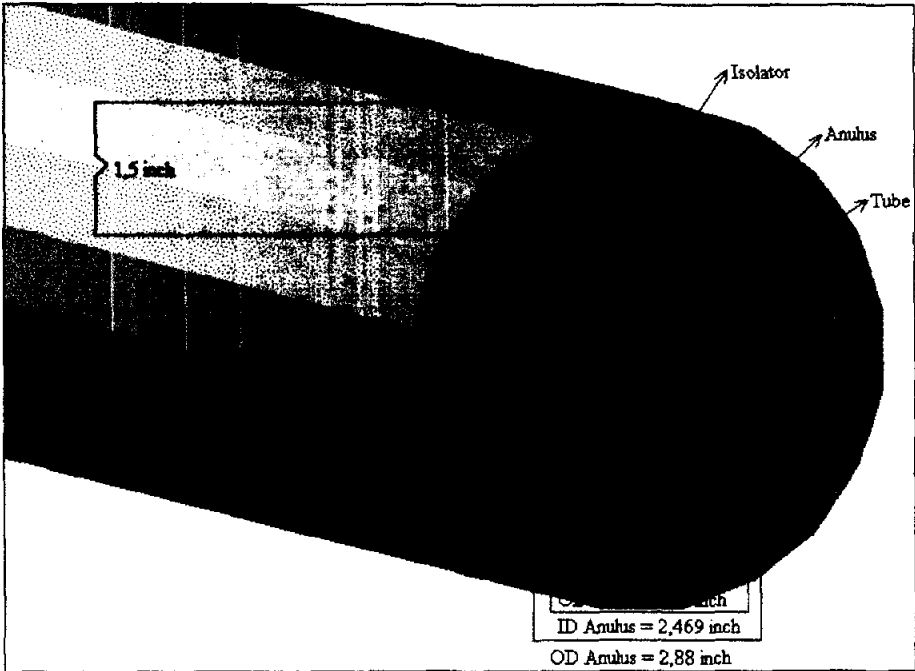
$$\text{Power aktual} = \frac{0,0072 \text{ kW}}{0,8} = 0,009 \text{ kW} = 0,0121 \text{ Hp} \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Blower :

- Kapasitas = 0,1557 m³/menit
- Power = 0,1 Hp
- Tipe = Rotary, Sliding Vane
- Bahan = Stainless steel
- Jumlah = 1 buah



Gambar E.5. Rangkaian evaporator



Gambar E.6. Penampang melintang dari double pipe

E.3. HACCP (Hazard Analysis Critical Control Point)

E.3.1. Teori Tentang HACCP

Pengertian HACCP

HACCP (*Hazard Analysis Critical Control Point*) adalah analisa tentang keselamatan makanan bagi kesehatan konsumen yang ditujukan kepada pabrik/ perusahaan yang memproduksi makanan. Untuk mendapatkan makanan yang aman dikonsumsi diperlukan suatu batasan/ titik kritis (CCPs = *critical control points*) pada proses pengolahan makanan, hal ini dianggap sebagai metode yang paling efektif untuk memaksimalkan keselamatan penggunaan produk.

Dalam HACCP dilakukan analisa kontaminan fisika, kimia, dan mikrobiologi terhadap proses produksi. Semua resiko kontaminasi yang mungkin dapat terjadi pada tiap-tiap stage proses produksi dari bahan baku masuk hingga produk jadi haruslah dianalisa, agar produk makanan yang dihasilkan benar-benar aman untuk dikonsumsi. Standar internasional sertifikat HACCP adalah ISO 22000, yaitu "*Food safety management system* /sistem manajemen keselamatan makanan". [28]

Tujuh prinsip sistem HACCP [28]

1. Menganalisa semua kemungkinan kontaminan yang bisa terjadi, dan melakukan pengukuran/ analisa untuk mencegah kontaminan masuk dalam proses produksi.
2. Mengidentifikasi titik kritis (CCPs = *critical control points*) yang harus dikontrol pada proses produksi.

3. Menetapkan batasan kritis yang diijinkan pada tiap-tiap critical control points.
4. Menetapkan peralatan yang diperlukan untuk memonitor CCPs
Menetapkan prosedur dari hasil monitoring untuk melakukan penyesuaian proses.
5. Menetapkan tindakan korektif yang diambil ketika monitoring menunjukkan adanya kelebihan dari suatu batasan kritis yang telah ditetapkan.
6. Menetapkan prosedur pencatatan dokumen sistem HACCP.
7. Menetapkan prosedur untuk verifikasi bahwa sistem HACCP sedang/ sudah bekerja dengan tepat.

Metode Pelaksanaan HACCP ^[28]

Suatu analisa keselamatan produk bagi konsumen pada Pabrik Minyak Goreng dari Biji Kapuk meliputi analisa saat bahan baku biji kapuk diterima, hingga produk minyak sudah difilling ke dalam mesin packaging. Secara umum ada beberapa langkah menyusun sistem HACCP dalam pabrik ini, yaitu :

1. Mengidentifikasi semua kontaminan yang ada dan mungkin ada, yaitu meliputi kontaminan fisika, kimia, dan mikrobiologi.
2. Menentukan apakah kontaminan-kontaminan tersebut berpengaruh terhadap kesehatan konsumen jika mengkonsumsinya.
3. Pencegahan yang bisa dilakukan agar kontaminan tersebut tidak terikut dalam proses produksi.

4. Menentukan titik kritis, batasan, ataupun kontrol yang harus dilakukan agar kontaminan dapat dihilangkan dari produk.

Perlunya HACCP pada Pra Rencana Pabrik Minyak Goreng dari Biji Kapuk

Produk dari pabrik minyak biji kapuk ini digunakan untuk minyak goreng, sehingga perlu adanya HACCP untuk memastikan bahwa kontaminan terhadap produk masih bisa ditoleransi demi kesehatan. Dalam minyak biji kapuk terdapat komponen yang bisa menimbulkan bahaya jika produk dikonsumsi, misalnya *Gossypol*, *FFA (Free Fatty Acid)*, dan sabun, oleh karena itu perlu dilakukan analisa HACCP agar kadar masing-masing komponen berbahaya tersebut tidak melebihi ambang batas maksimal yang diijinkan untuk dikonsumsi.

Analisa yang dilakukan ada tiga macam yaitu analisa fisika, kimia, dan mikrobiologi yang dilakukan pada setiap stage proses. Untuk analisa fisika lebih kepada adanya kontaminan fisik dari luar yang mungkin masuk saat proses produksi berlangsung, sedangkan analisa kimia meliputi seluruh komponen kimia yang mungkin menimbulkan bahaya saat produk dikonsumsi. Untuk analisa mikrobiologi hanya sedikit dilakukan pada stage-stage tertentu saja karena proses pembuatan minyak goreng dari biji kapuk ini sebagian besar menggunakan pemanasan diatas suhu 60°C sehingga mikroba patogen sudah mati.

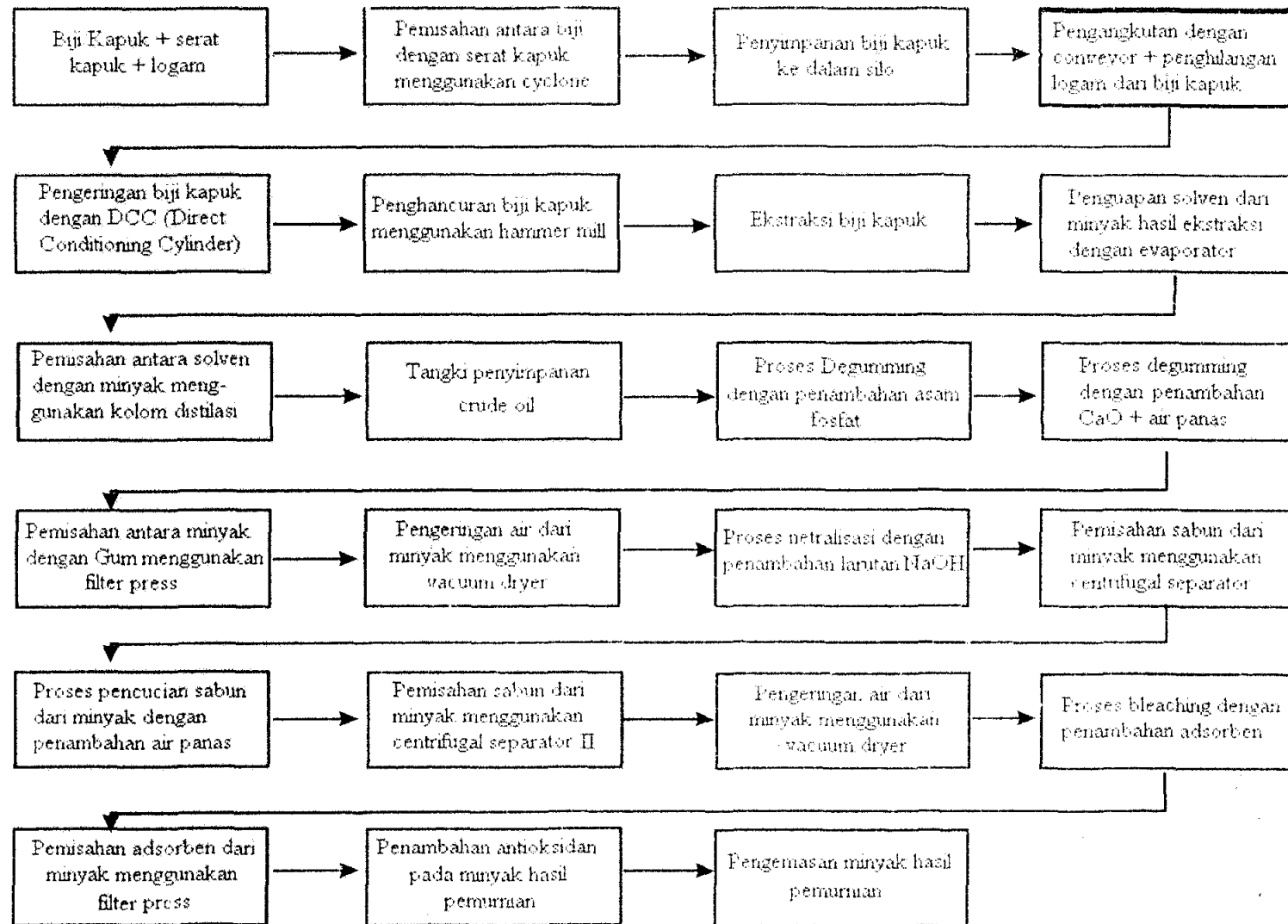
Adapun batasan-batasan maksimal komponen berbahaya pada minyak goreng dari biji kapuk ini adalah :

1. *Gossypol* maksimal perhari = 0,06 % *free gossypol* dan 1,2% *total gossypol* ^[29]
2. FFA maksimal = 0,01 - 0,03% berat minyak. ^[13]
3. Sabun = 0 ppm. ^[8]

Pada minyak goreng dari biji kapuk ini mengandung komponen berbahaya sebagai berikut :

1. *Free gossypol* = 0 ppm.
2. FFA = 0,02% berat minyak.
3. Sabun = 0 ppm.

E.3.2 Flow Diagram Proses Pembuatan Minyak Goreng Non Kolesterol dari Biji Kapuk



Stage	Kontaminan	Pengaruh kontaminan terhadap kesehatan	Penjelasan pengaruh kontaminan terhadap kesehatan	Pencegahan	Titik kritis/batasan/kontrol
1. Bahan Baku masuk /diterima. Biji Kapuk	KIMIA : Tidak ada				
	FISIKA : serat kapuk, tanah, dan pasir.	Tidak	-	Serat kapuk, tanah, pasir akan dipisahkan dengan vibratory.	-
	MIKROBIOLOGI: jamur, bakteri.	Tidak	-	Mikroba akan mati saat drying (dipanaskan).	-
Etanol	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
Air proses (air sumur artesis)	KIMIA : logam berat, ion kesadahan dan mineral lain.	Ya	Air proses haruslah memenuhi persyaratan sebagai air minum agar tidak mengganggu kesehatan.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Melakukan treatment dengan ion exchange dan demineralisasi. ▪ Kandungan logam berat dalam air sumur masuk toleransi untuk air minum. 	Cek air hasil treatment: pH = 6,5-7,5 alkalinitas max. 100 ppm hardness max. 16 ppm Ca = 10,4 ppm CaCO_3 Mg = 5,6 ppm CaCO_3 Cl = 40 ppm
	FISIKA : tanah, pengotor lain.	Tidak	-	Melakukan treatment dengan activated carbon filter.	SiO_2 = 47,5 ppm Fe = 0,1 ppm

	MIKROBIOLOGI: Patogen : Salmonella, Shighella, Leptospira, E. Coli, Pasturella, Vibrio, Cholerae, Yersinia enterocolica, Mycobacterium tuberculosi.	Tidak	-	Mikroba akan mati saat vacuum drying.	-
H ₃ PO ₄ , NaOH, CaO	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
Adsorben: Bleaching earth dan karbon aktif	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
Antioksidan : histidine dan ascorbic acid	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
Bahan kemas	FISIKA:kebocoran.	Tidak	Jarang terjadi	-	-

	KIMIA: bahan kemas mengandung bahan kimia berbahaya bagi bahan pangan dan bisa bereaksi/terurai saat berkontak dengan produk.	Ya	Bahan kemas yang mengandung bahan kimia berbahaya dan dapat bereaksi dengan produk bisa mengganggu kesehatan.	Menggunakan Poly Ethylene food grade untuk lapisan bagian dalam yang bersentuhan langsung dengan produk.	-
	MIKROBIOLOGI: tidak ada				
2. Pemisahan serat kapuk dari bijinya dengan vibratory.	KIMIA: tidak ada				
	FISIKA: tidak ada				
	MIKROBIOLOGI: bakteri dan jamur pada cyclone.	Tidak	-	Mikroba akan mati saat drying dan proses pemurnian (dipanaskan).	-
3. Penyimpanan raw material. Biji Kapuk	FISIKA : tidak ada				
	KIMIA : tidak ada.				

	MIKROBIOLOGI: jamur dan bakteri	Tidak	-	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Menjaga kondisi penyimpanan tetap higienis, kering, dan sejuk. ▪ Ada ventilasi udara dalam gudang. ▪ Kontrol terhadap serangga. ▪ Menggunakan sistem FIFO (First In First Out) untuk raw biji kapuk. 	-
Etanol	FISIKA : tidak ada				
	KIMIA : tidak ada.				
	MIKROBIOLOGI : tidak ada.				
H ₃ PO ₄ , CaO, NaOH, Antioksidan : histidine dan ascorbic acid.	FISIKA : tidak ada				
	KIMIA : terkontaminasi larutan lain.	Tidak	-	Menggunakan tangki penyimpanan yang berbeda-beda dengan tangki bahan yang lain	-
	MIKROBIOLOGI : tidak ada.				

Adsorben : Bleaching earth dan karbon aktif	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
Bahan kemasan	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
4. Pengangkutan dengan conveyor dan pengambilan logam dari biji kapuk.	FISIKA: logam.	Ya	Jika logam terdapat pada produk akan membahayakan kesehatan saat minyak dikonsumsi.	Melewatkan conveyor pada magnet untuk mengambil logam yang mungkin ada di biji kapuk dari dalam silo.	Memastikan proses pengambilan logam berjalan baik, dicek dengan metal detector.
	KIMIA : tidak ada.				
	MIKROBIOLOGI: tidak ada.				

5. Pengeringan biji kapuk dengan DCC (Direct Conditioning Cylinder).	FISIKA: tidak ada.				
	KIMIA : <i>Gossypol</i> .	Ya	<i>Free gossypol</i> merupakan zat warna yang beracun yang dapat menyebabkan kematian jika produk dikonsumsi. Pada proses ini, <i>gossypol</i> diikatkan dengan protein. <i>Gossypol</i> dan protein akan berikatan jika dipanaskan pada suhu 90-110°C.	<i>Free gossypol</i> dihilangkan pada proses pengeringan, sehingga <i>free gossypol</i> akan berikatan dengan protein (pada suhu 90-110°C) membentuk <i>bound gossypol</i> yang tidak berbahaya, pigmen warna bisa dihilangkan melalui proses bleaching.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Suhu pengeringan diatas 115°C, digunakan kontrol suhu (TC). ▪ Biji kapuk keluar DCC akan dianalisa QC dengan melarutkan dalam etanol (solven) lalu dianalisa dengan HPLC. Dengan kadar perhari max = 0,055 % <i>free gossypol</i> ^[27] ▪ Pada Minyak hasil tes mengandung <i>free gossypol</i> = 0 %.

	MIKROBIOLOGI: mikroba dan jamur di dalam DCC.	Tidak	Mikroba mati saat drying.	Mikroba (bakteri patogen) otomatis banyak yang mati saat proses pengeringan.	Suhu pengeringan diatas 115°C, dimana pada suhu >62°C bakteri patogen telah mati.
6. Penghancuran biji kapuk menggunakan hammer mill.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
7. Ekstraksi biji kapuk menggunakan etanol.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, maupun MIKROBIOLOGI.				
8. Pemisahan minyak hasil ekstraksi dari solven menggunakan centrifugal separator.	KIMIA: tidak ada.				
	FISIKA : tidak ada.				
	MIKROBIOLOGI: mikroba dan jamur di dalam separator.	Tidak	Mikroba akan mati saat pemurnian minyak.	Mikroba (bakteri patogen) otomatis banyak yang mati saat pemurnian minyak.	-

9. Penguapan solven dari minyak keluar centrifugal dengan vaporizer.	FISIKA : tidak ada				
	KIMIA : etanol	Ya	Solven yang tertinggal dalam jumlah besar pada produk bisa mengganggu pencernaan	-	Kadar solven keluar dari proses 0,65 %, dicek dengan HPLC.
	MIKRO: mikroba akan mati saat proses vaporizing suhu >79°C.				
10. Tangki penyimpanan crude oil.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, dan MIKROBIOLOGI.				
11. Proses degumming dengan penambahan larutan H ₃ PO ₄ .	Tidak ada kontaminan FISIKA dan KIMIA.				
	MIKROBIOLOGI : mikroba akan mati saat degumming pada suhu 70°C.				
12. Degumming dengan penambahan	Tidak ada kontaminan FISIKA dan KIMIA.				
	MIKROBIOLOGI : mikroba akan mati saat degumming pada suhu 70°C.				

CaO dan air panas.					
13. Pemisahan gum dari minyak menggunakan filter press.	FISIKA: tidak ada				
	KIMIA : sisa gum dan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ tertinggal dalam minyak.	Ya	Sisa gum dan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ dapat membahayakan kesehatan saat produk dikonsumsi.	Memisahkan gum dan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ dengan filter press.	Memastikan gum dan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ tidak ada yang tertinggal dalam minyak dengan HPLC.
	MIKROBIOLOGI : tidak ada, mikroba dapat dihilangkan pada proses pengeringan dan netralisasi.				
14. Pengeringan air dari minyak menggunakan vacuum dryer.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA, dan MIKROBIOLOGI.				

15. Netralisasi dengan penambahan larutan NaOH.	FISIKA: tidak ada.				
	KIMIA : FFA (<i>free fatty acid</i>).	Ya	FFA pada produk dapat menyebabkan penyakit jika dikonsumsi.	FFA akan dinetralkan dengan NaOH.	Konsentrasi NaOH yang ditambahkan 20°BE = 14,36% massa.
	MIKROBIOLOGI : tidak ada karena proses netralisasi pada suhu 70°C				
16. Pemisahan sabun dari minyak menggunakan centrifugal separator.	FISIKA: tidak ada				
	KIMIA : kadar FFA dalam produk masih tinggi.	Ya	FFA pada produk dapat menyebabkan penyakit jika dikonsumsi.	Memisahkan dengan centrifugal separator.	Memastikan FFA yang tertinggal dalam minyak aman untuk dikonsumsi, yaitu 0,01-0,03% berat, dan kadar sabun 500-1000 ppm dengan HPLC.
	MIKROBIOLOGI : tidak ada.				

17. Pencucian sabun dari minyak dengan penambahan air panas.	FISIKA: tidak ada.				
	KIMIA : sabun	Ya	Adanya sabun pada produk bisa menyebabkan gangguan pencernaan saat produk dikonsumsi.	Melakukan pencucian untuk melarutkan sisa sabun dengan air panas.	Menambahkan air 9% dari total massa minyak masuk.
	MIKROBIOLOGI : mikroba mati saat pencucian pada suhu 70°C.				
18. Pemisahan sabun dari minyak menggunakan centrifugal separator II	FISIKA: tidak ada				
	KIMIA : sisa sabun pada minyak.	Ya	Adanya sabun pada produk bisa menyebabkan gangguan pencernaan saat produk dikonsumsi.	-	Menganalisa sabun yang tertinggal dalam minyak dengan HPLC, yaitu 10 -30 ppm.
	MIKROBIOLOGI : tidak ada				

19. Pengeringan air dari minyak menggunakan vacuum dryer.	FISIKA: tidak ada				
	KIMIA : tidak ada.				
	MIKROBIOLOGI : mikroba mati saat pengeringan suhu > 65°C				
20. Bleaching dengan penambahan adsorben.	FISIKA: tidak ada				
	KIMIA : sisa sabun.	Ya	Adanya sabun pada produk bisa menyebabkan gangguan pencernaan saat produk dikonsumsi.	Adsorben dapat menyerap sisa sabun dan pengotor pada minyak.	Memastikan senyawa-senyawa (air,sabun,dan unsaponifiable) tidak ada yang tersisa dalam minyak. Sabun = 0 ppm. Suhu proses > 95°C, digunakan temperatur kontrol (TC)
	MIKROBIOLOGI : mikroba mati saat proses bleaching ini, suhu > 95°C				
21. Pemisahan adsorben dari minyak menggunakan filter press.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA maupun MIKROBIOLOGI.				

antioksidan pada minyak hasil pemurnian.	
23. Pengemasan minyak hasil pemurnian.	Tidak ada kontaminan FISIKA, KIMIA maupun MIKROBIOLOGI.

